

**WELLINGTON BALMANT**

**CONCEPÇÃO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DE UM BIODIGESTOR E  
MODELAGEM MATEMÁTICA DA BIODIGESTÃO ANAERÓBICA**

**CURITIBA**

**2009**

**WELLINGTON BALMANT**

**CONCEPÇÃO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DE UM BIODIGESTOR E  
MODELAGEM MATEMÁTICA DA BIODIGESTÃO ANAERÓBICA**

Dissertação apresentada como requisito parcial à obtenção de grau de Mestre. Área de concentração: Processos Térmicos e Químicos, Programa de Pós-Graduação em Engenharia e Ciência dos Materiais - PIPE. Setor de Tecnologia, Universidade Federal do Paraná.

Orientador: Prof. David Alexander Mitchell Ph.D

Co-Orientador: Prof. José Viriato C. Vargas, Ph.D

**CURITIBA**

**2009**

Dedico este trabalho aos meus pais  
Tereza S. A. Balmant e Luiz C. Balmant por todas as horas desta caminhada

Expresso estima e agradecimentos a todos aqueles que contribuíram com o sucesso deste estudo. Ao Professor David Alexander Mitchell, orientador deste estudo, por sua dedicação extraordinária, ensinamento, compreensão, amizade e pelo inestimável incentivo recebido. Ao Professor José Viriato Coelho Vargas, pelas contribuições e co-orientação. A Beatriz Haddad pela grande contribuição que teve no desenvolvimento do trabalho, pela amizade e dedicação. Agradecimento especial à minha mãe Tereza S. A. Balmant e meu pai Luiz Carlos Balmant, pela paciência em todas as horas desta caminhada. E agradeço, sobretudo, a Deus por ter me dado a oportunidade de realizar esse trabalho.

Há pessoas que desejam saber só por saber, e isso é curiosidade; outras, para alcançarem fama, e isso é vaidade; outras, para enriquecerem com a sua ciência, e isso é um negócio torpe: outras, para serem edificadas, e isso é prudência; outras, para edificarem os outros, e isso é caridade.

São Tomás de Aquino

## RESUMO

A biodigestão anaeróbica é um processo onde resíduos orgânicos, como dejetos de animais, são transformados em biofertilizante e em biogás. O biofertilizante é um excelente adubo natural, rico em nitrogênio. O biogás, um gás composto de metano e gás carbônico, pode ser usado para aquecimento e geração de eletricidade. No entanto, a biodigestão não é muito utilizada no Brasil. Isso deve ao fato de que há falta de mão de obra especializada para orientar o produtor rural, falta de apoio financeiro e falta de tecnologias mais acessíveis. Tendo em vista esses problemas, o objetivo deste trabalho era o de projetar, construir e operar um biodigestor modular de fácil instalação, que possa ser instalado nos lugares mais remotos do país. Esse biodigestor foi construído em manilhas de concreto empilhadas e enterradas. Esta estratégia possibilita que o reator seja construído rapidamente devido às manilhas serem pré-fabricadas, diminuindo a mão obra para a construção do sistema. No entanto, o sistema apresentou muitos problemas operacionais, devido a algumas falhas na construção e implementação do processo. Sendo assim, não foi possível quantificar precisamente o desempenho do biodigestor, mas foi possível identificar as falhas e corrigi-las. Assim se torna necessário a continuação do projeto para quantificar o desempenho do sistema. Além disso, um modelo matemático foi proposto para que seja possível uma posterior otimização da biodigestão anaeróbica. Esse modelo consiste de 16 equações diferenciais ordinárias que descreve o comportamento dinâmico de biodigestores CSTR. O modelo foi codificado em FORTRAN e solucionado através do método de Euler devido a problemas de convergência encontrados em outros métodos. O modelo foi capaz de descrever as tendências de um conjunto de resultados disponíveis na literatura, podendo ser usado como ferramenta para a otimização de biodigestores CSTR ou ser utilizado como modelo cinético de modelos matemáticos para biodigestores mais complexos como o UASB e o filtro anaeróbico.

Palavras chave: biodigestão, biogás, biodigestor, modelagem matemática.

## **ABSTRACT**

Anaerobic biodigestion is a process in which organic residues, such as animal wastes, are transformed into biofertilizer and biogas. The biofertilizer produced is an excellent source of nitrogen. The biogas produced is composed of methane and carbon dioxide and can be used for heating and for the generation of electricity. However, biodigestion is little used in Brazil. This is due to several factors, including the lack of specialists who can guide rural producers, the lack of financial support and the lack of readily accessible technologies. The objective of the current work was to design, build and operate a modular biodigester that can be installed in remote regions. The biodigester was built from concrete stormwater pipe sections that were buried to form a vertical cylinder. This construction strategy makes it possible to build the reactor quickly, since the stormwater pipe sections are prefabricated, which decreases the amount of labor necessary during the construction step. However, the system presented many operational problems, due to various failures in the construction of the bioreactor and the operation of the process. These problems meant that it was not possible to quantify the performance of the biodigester precisely, however, it was possible to identify the flaws and to correct them. In a continuation of the project, it will be necessary to characterize the performance of the system. Another significant part of the work involved the proposal of a mathematical model that could be used to guide optimization of the anaerobic biodigestion process. The model consists of 16 ordinary differential equations that describe the dynamic behavior of CSTR biodigestors. The model was coded in FORTRAN and solved through the method of Euler, due to convergence problems encountered with other methods. The model was capable to describe the tendencies within a set of literature results and can be used as tool to guide the optimization of CSTR biodigestors optimization or to provide the basis of a kinetic model within mathematical models of more complex biodigestors such as the UASB and the anaerobic filter.

**Keywords:** Biodigestion, biogas, biodigester, mathematical modeling.

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO.....</b>	<b>8</b>
1.1 MOTIVAÇÃO .....	8
1.2 OBJETIVOS .....	9
1.3 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO .....	9
<b>2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....</b>	<b>10</b>
2.1 INTRODUÇÃO.....	10
2.2 TIPOS DE BIODIGESTORES.....	12
2.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DA BIODIGESTÃO ANAERÓBICA .....	17
<b>3 CONCEPÇÃO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DO BIODIGESTOR.....</b>	<b>23</b>
3.1 INTRODUÇÃO.....	23
3.2 DIMENSIONAMENTO DO BIODIGESTOR.....	24
3.3 CONSTRUÇÃO DO BIODIGESTOR .....	26
3.3.1 Estrutura básica .....	26
3.3.2 Enchimento interno (biofiltro) .....	29
3.3.3 Propriedade fornecedora de substrato.....	31
3.4 OPERAÇÃO DO BIODIGESTOR.....	31
3.5 ANÁLISES QUÍMICAS DO EFLUENTE .....	33
3.6 RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	34
3.6.1 Problemas de operação do biodigestor .....	34
3.6.2 Análises do efluente da entrada e saída.....	36
<b>4 MODELAGEM MATEMÁTICA .....</b>	<b>38</b>
4.1 INTRODUÇÃO.....	38
4.2 DESENVOLVIMENTO DO MODELO .....	38
4.3 RESULTADOS OBTIDOS .....	48
<b>5 CONCLUSÃO .....</b>	<b>55</b>

**REFERÊNCIAS ..... 56**



## 1 INTRODUÇÃO

### 1.1 MOTIVAÇÃO

Um dos principais problemas ambientais relacionados com agricultura é a geração de grandes quantidades de dejetos quando os animais são criados em regime de pecuária intensiva. Os animais confinados produzem uma grande quantidade de dejetos que são altamente danosos, principalmente quando despejados em algum rio, lago ou fonte de água. Para evitar esse problema, a legislação do Paraná prevê, desde 1982, que toda atividade suinícola esteja apta a realizar o correto manejo de seus dejetos e, em 1996, foi determinado o prazo limite até o ano de 2015 para regularização das granjas junto ao COPAM (Conselho de Política Ambiental), tornando obrigatório o registro junto a esse órgão, para que o produtor rural possa exercer livremente a atividade (DAGA et al, 2005).

Uma forma de tratamento para este tipo de resíduo é a biodigestão anaeróbica. Esse processo consiste na fermentação desses resíduos por bactérias na ausência de oxigênio. Como resultado desse processo, é possível obter biogás e biofertilizante. O biogás é um gás composto principalmente de metano e gás carbônico que pode ser usado para geração de energia elétrica e aquecimento. O biofertilizante é um fertilizante natural, rico em nitrogênio.

No entanto, a biodigestão no Brasil ainda caminha a passos lentos. Mesmo possuindo um dos maiores rebanhos de suínos e aves do mundo, o Brasil não possui mais do que alguns milhares de biodigestores, sendo que a maioria dos biodigestores foi desativada devido à falta de suporte técnico e de tecnologias eficientes (PALHARES, 2008). Tendo como base a China, que possui 7,1 milhões de biodigestores, o Brasil está muito atrasado. As causas principais para isso são a falta de mão de obra especializada para orientar o produtor rural, falta de apoio financeiro e falta de tecnologias mais acessíveis. Com o aumento do preço do petróleo, a biodigestão voltou a ser uma fonte de energia alternativa economicamente viável em propriedades rurais. Além disso, com o protocolo de Kyoto, a utilização de biodigestores pode gerar créditos de carbono que podem ser comercializados em bolsas de valores (PALHARES, 2008).

Esse estudo propõe encontrar uma tecnologia alternativa para a biodigestão anaeróbica, ou seja, a projeção, construção e operação de um biodigestor modular que seja de fácil implementação, que possua uma alta eficiência e que possibilite ser difundido para as regiões mais remotas do país.

Devido à dificuldade de otimização de sistemas de biodigestão, que é proveniente de sua grande complexidade, este trabalho também propõe uma modelagem matemática da biodigestão.

## 1.2 OBJETIVOS

- a) Concepção, construção e implementação de um biodigestor modular.
- b) Modelagem matemática do sistema de biodigestão

## 1.3 ORGANIZAÇÃO DA DISSERTAÇÃO

Para atingir os objetivos propostos, apresenta-se, no capítulo 2, a revisão bibliográfica que discute o estado da arte dos sistemas de biodigestão e da modelagem do sistema. A seguir, no capítulo 3, descreve-se a concepção, construção e implementação do biodigestor, bem como os resultados obtidos com o sistema.

No capítulo 4, apresentam-se a modelagem matemática do sistema, com o modelo matemático, sua solução e comparação com resultados experimentais.

Finalmente, o capítulo 5 apresenta respectivamente as conclusões e as sugestões para trabalhos futuros.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 INTRODUÇÃO

A biodigestão anaeróbica é um processo natural onde a matéria orgânica é degradada por bactérias. A biodigestão pode ser dividida em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (Figura 1). Na hidrólise, as enzimas produzidas pelas bactérias transformam polímeros, como amido e proteínas, em monômeros, como açúcares e aminoácidos. Na acidogênese, esses monômeros são transformados em ácidos graxos voláteis (AGV), como ácido butírico e ácido propiônico. Na acetogênese, esses ácidos graxos voláteis são transformados em ácido acético, gás carbônico e hidrogênio gasoso. Na metanogênese, o ácido acético é transformado em metano e gás carbônico pelas bactérias metanogênicas acetoclásticas e o gás carbônico e o hidrogênio são combinados, formando metano, pelas bactérias metanogênicas hidrogenotróficas (WAYNE, 2005). Como resultado desse processo, é gerado um gás, chamado de biogás, que é composto basicamente de metano e gás carbônico, mas contém gás sulfídrico e outros componentes em quantidades menores. Além disso, a matéria orgânica residual é rica em nitrogênio.

O processo de biodigestão, quando realizado de forma controlada, pode fornecer um gás que pode ser utilizado como combustível e um excedente que pode ser usado como adubo, ou seja, como biofertilizante. Uma das formas de controlar a biodigestão é utilizar biodigestores, reatores onde as reações de fermentação ocorrem.

O primeiro biodigestor data do ano de 1857, em Bombaim na Índia. Foi destinado com o intuito de produzir gás combustível para um hospital de hansenianos (NOGUEIRA, 1986), o que torna a biodigestão uma tecnologia com pelo menos 150 anos. Entretanto, com a abundância de energia fóssil que vigorou no mundo até a primeira crise do petróleo em 1970, os biodigestores só foram desenvolvidos e aplicados em larga escala na Índia e na China (GASPAR, 2003).

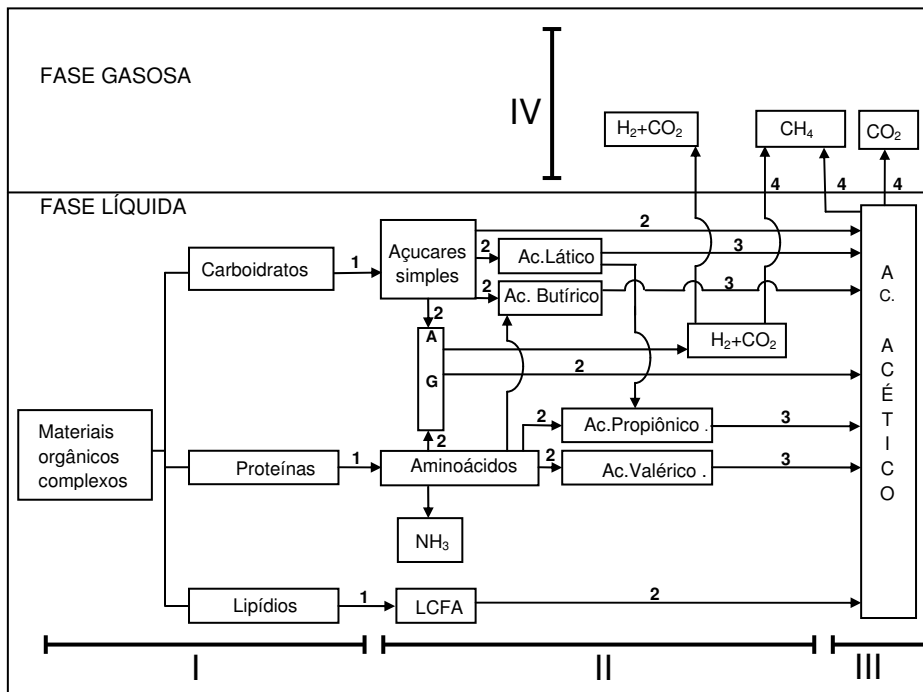


FIGURA 1 - PROCESSO DE BIODIGESTÃO

(I) hidrólise; (II) Acidogênese; (III) Acetogênese; (IV) Metanogênese.

FONTE: Balmant (2009)

Com a primeira crise do petróleo, a biodigestão passou a ser uma alternativa viável para a produção de energia, principalmente no campo. Outro motivo que fez com se aumentasse o interesse pela biodigestão foi a questão sanitária. Até a década de 70, a maioria dos processos de tratamento biológico de esgoto era aeróbio, ou seja, utilizava oxigênio para degradar a matéria orgânica (SARAVANAN & SREEKRISHNAN, 2006). A biodigestão era utilizada apenas como um processo secundário nas estações de tratamento. Mas, no início de 1970, Lettinga propôs o UASB (upflow anaerobic sludge blanket) mostrado na figura 2. Esse biodigestor possui um tempo de retenção que é similar àquele de reatores aeróbios, o que fez com que o interesse dos sanitaristas se voltasse para a biodigestão. (LETTINGA et al, 1980).

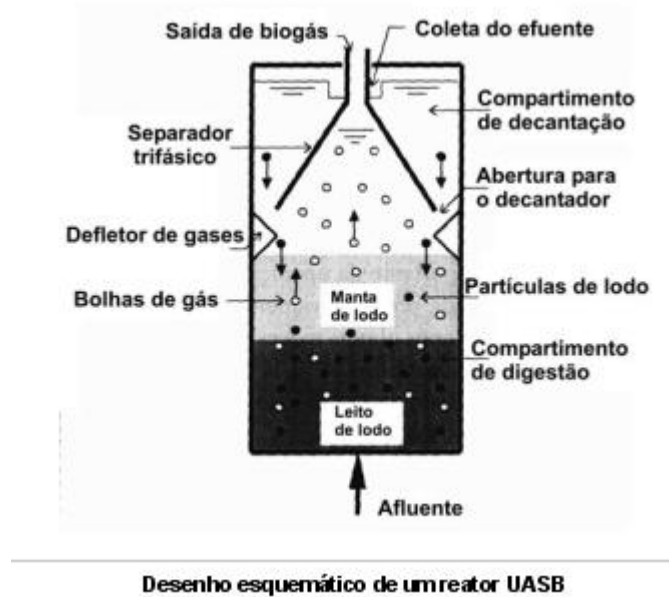


Figura 2 - REATOR UASB TÍPICO

FONTE: UASB (2009)

## 2.2 TIPOS DE BIODIGESTORES

Com o aumento do interesse na biodigestão, muitos biodigestores foram propostos e a tecnologia de biodigestores avançou bastante, tanto no campo como no tratamento sanitário (SARAVANAN & SREEKRISHNAN, 2005). Pode-se dividir os biodigestores em dois grandes grupos:

- Biodigestores de uso agrícola
- Biodigestores de uso sanitário

É importante ressaltar que os biodigestores de uso sanitário podem ser utilizados no campo, bem como nas indústrias que precisam tratar seus dejetos industriais, principalmente em indústrias de alimentos (FAISAL & UNNO, 2001) (BOOPATHY, 1997).

Entre os biodigestores de uso agrícola, pode-se destacar o modelo indiano e o modelo chinês. Esses biodigestores talvez sejam os mais antigos que existem. Sua forma de operação é simples, bem como sua construção. Nas figuras 3 e 4 temos os diagramas básicos de como funcionam o biodigestor chinês e indiano (SARAIVA, 2005).

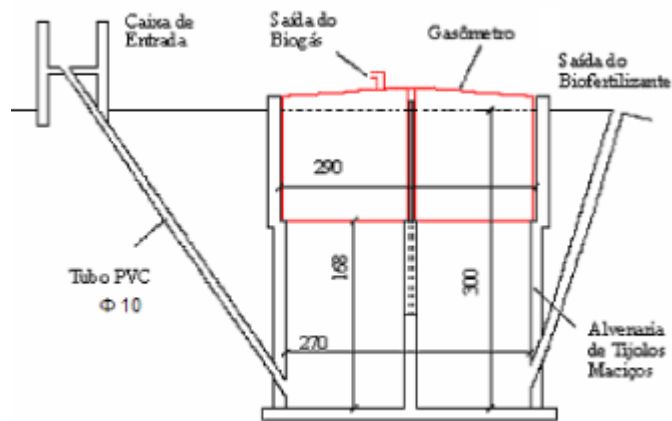


Figura 3 - BIODIGESTOR INDIANO

FONTE: (Esperancini et al, 2007).

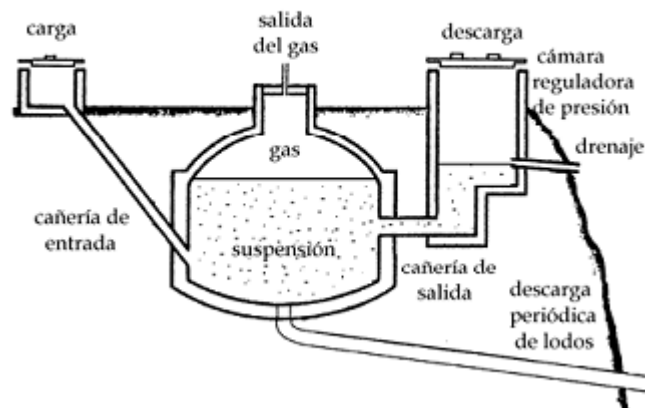


FIGURA 4 - BIODIGESTOR CHINÊS.

FONTE: Manual\_Biodigestor\_Winrock (2009)

Outro biodigestor de uso agrícola muito utilizado no Brasil é o biodigestor de lona (figura. 5).

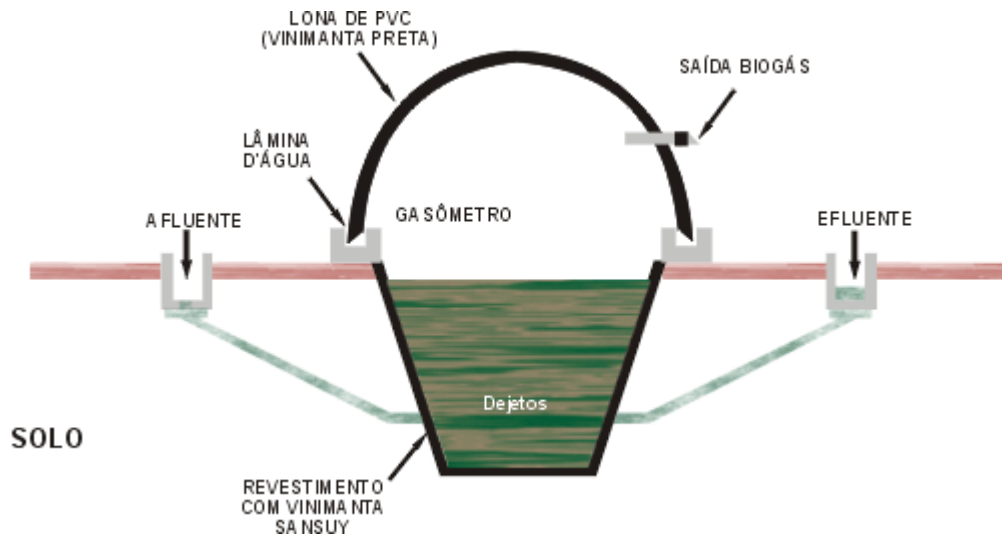


FIGURA 5 - BIODIGESTOR DE LONA

FONTE: Biodigestor de Lona (2009)

Com relação aos biodigestores de uso sanitário, pode-se ressaltar o modelo CSTR (*continuous stirred-tank reactor*), ou seja, o reator perfeitamente agitado. Na figura 6 apresenta-se um desenho esquemático do biodigestor CSTR.

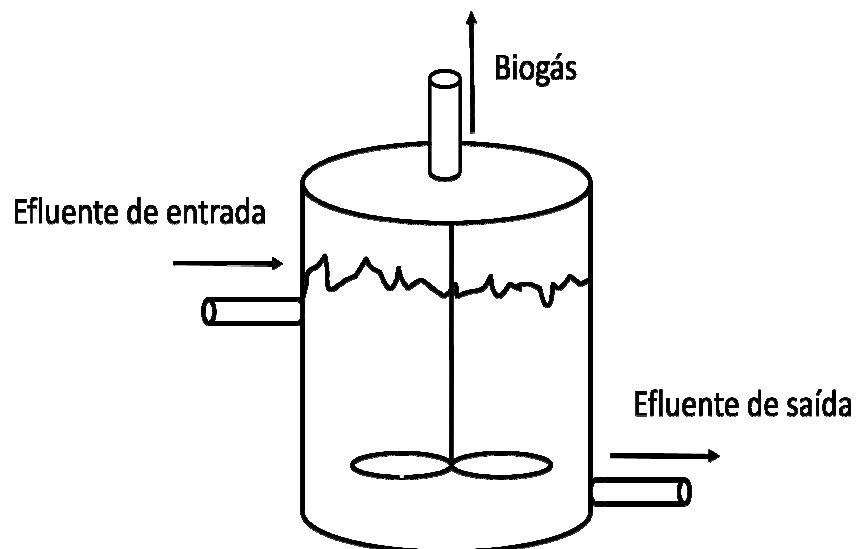


FIGURA 6 - BIODIGESTOR CSTR

FONTE: BALMANT (2009)

Um dos empecilhos da utilização do CSTR é seu tempo de retenção hidráulica, ou tempo de retenção (TR). O CSTR e os biodigestores agrícolas exigem tempos de retenção muito altos, em torno de 40 dias, para que o processo de biodigestão ocorra eficientemente (LYBERATOS & SKIADAS, 1999). Se diminuir

esse tempo, o processo falha, pois as bactérias são “expulsas” do reator. Em outras palavras, quando a taxa de diluição (o inverso do tempo de retenção) é maior que a velocidade específica de crescimento, as bactérias são literalmente “lavadas” do reator, fenômeno conhecido como “wash-out”. No campo isso não é problema, pois as vazões são bastante moderadas, tratando apenas aquilo que é produzido na própria propriedade. Mas no tratamento de esgoto é comum vazões de alimentação muito grandes, fazendo com que o volume do reator seja enorme. Por exemplo, uma cidade que deseje tratar 1000 metros cúbicos de esgoto por dia através de um biodigestor CSTR necessitaria 40000 metros cúbicos de biodigestor.

A primeira tentativa de contornar esse problema foi o biodigestor de contato. Nesse tipo de sistema o efluente de saída é decantado e o lodo é realimentado no biodigestor. Esse lodo possui bactérias e o tempo de retenção pode diminuir um pouco. Isso pode ser explicado da seguinte forma, a taxa de diluição está acima da velocidade específica máxima de crescimento das bactérias e a concentração de bactérias tende a diminuir. No entanto, as bactérias decantadas voltam ao biodigestor através do lodo decantado, o efeito de “lavagem” é compensado pela retroalimentação de lodo no biodigestor, mantendo a concentração de bactérias constante no biodigestor. Na figura 7 está mostrado o biodigestor de contato (OLESZKIEWICZ & KOZIARSKI, 1982).

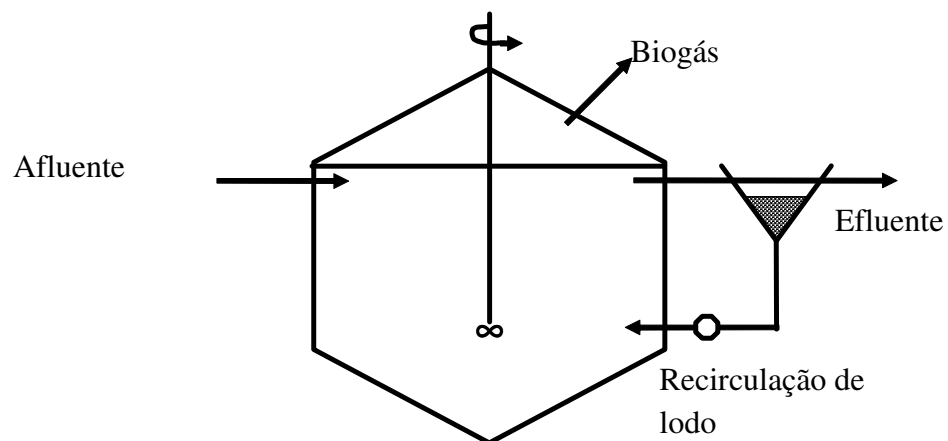


FIGURA 7 - BIODIGESTOR DE CONTATO

FONTE: BALMANT (2009)

Outro tipo de biodigestor que tenta resolver o problema do CSTR e que é muito usado em tratamento de esgoto sanitário é o filtro anaeróbico. Nesse tipo de sistema, as bactérias crescem sobre suportes inertes e formam um biofilme, ou seja,



uma camada de bactérias que adere ao suporte. Com isso, o tempo de retenção pode ser bastante diminuído, devido às bactérias estarem “amarradas” a um suporte inerte e não poderem ser levadas junto com a vazão de saída. Outro aspecto importante é que a formação do biofilme aumenta a densidade de bactérias, pois ao invés de estarem dispersas no líquido elas passam a se agregar formando colônias. Isso aumenta a velocidade do processo, pois as bactérias são as catalisadoras do processo. Na figura 8 é mostrado um filtro anaeróbico. (YOUNG & McCARTHY, 1969)

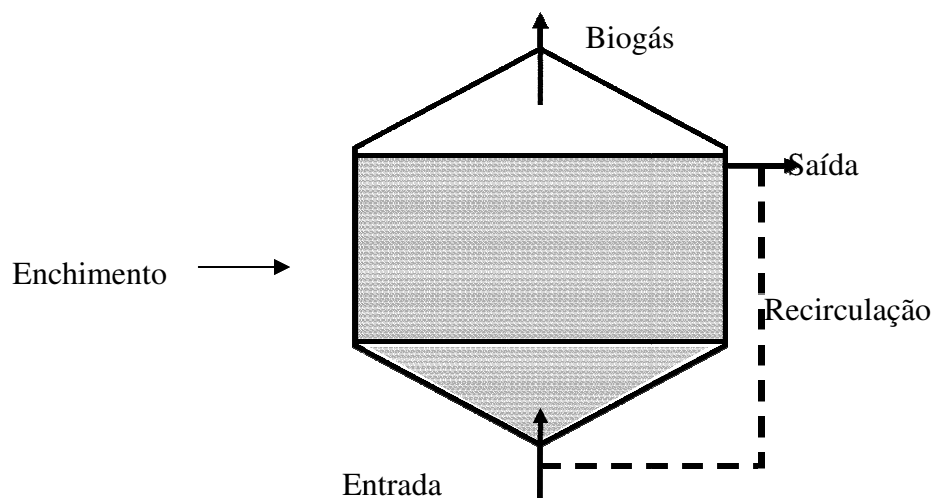


FIGURA 8 - FILTRO ANAERÓBICO.

FONTE: BALMANT (2009)

Uma verdadeira revolução ocorreu quando Lettinga et al (1980) propôs o UASB mostrado na figura 2, um tipo de biodigestor que possui tempos de retenção da ordem de horas. Esse biodigestor possui um fluxo ascendente. No início da operação são aplicadas vazões bem baixas e, conforme o tempo, as bactérias que crescem dentro do sistema começam a formar grânulos. Esses grânulos são decantados no separador de fase e começam a se acumular no fundo do biodigestor. Com o tempo forma-se uma manta de lodo no fundo cheia de grânulos de bactéria. Nesse ponto, as vazões podem ser aumentadas até o valor de projeto, pois a manta de lodo não pode ser expulsa do reator por ser muito pesada. Como resultado, a velocidade do processo aumenta muito, uma vez que a densidade de bactérias no lodo é muito grande. Entretanto, o UASB exige pessoal capacitado para operar e, quando mal operado, o sistema tem uma grande chance de falhar. A

formação de grânulos não é um processo simples e exige um conhecimento microbiológico bastante específico (LETTINGA et al, 1980).

Outros biodigestores foram propostos baseados no conceito de maximizar a concentração de bactérias no biorreator. Entre eles pode-se destacar o reator de leito híbrido, mostrado na figura 9, que funde dois tipos de reator. Ele é basicamente um UASB, mas possui um biofiltro no topo do reator, fazendo com que, além da manta de lodo, exista mais um concentrador de bactérias (LOMAS et al, 1999).

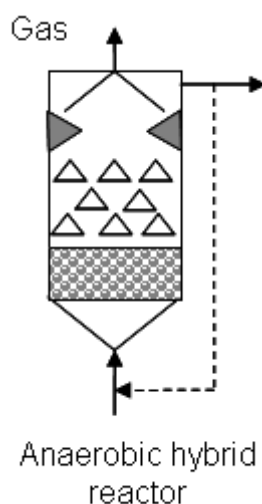


FIGURA 9 - BIODIGESTOR DE LEITO HÍBRIDO

FONTE: BIODIGESTOR DE LEITO HÍBRIDO (2009)

## 2.3 MODELAGEM MATEMÁTICA DA BIODIGESTÃO ANAERÓBICA

Com esta gama de opções de biodigestores, uma ferramenta matemática que simule e possibilite a otimização desses sistemas é imprescindível. Sem uma ferramenta de simulação, a otimização se torna muito difícil. Biodigestores levam alguns meses para entrar em estado estacionário. Então, para cada tentativa de otimização seria necessário esperar meses para obter um dado experimental para somente uma condição. A otimização por tentativa e erro demoraria anos. Sem dúvida, a modelagem matemática facilitaria essa otimização (HUSAIN, 1997). É possível ajustar o modelo para descrever um único conjunto de dados experimentais, ou seja, uma condição de operação e depois buscar o ponto ótimo através da simulação. No entanto, a falta de controle sobre o processo gera duas

dificuldades no que diz respeito à construção de um modelo matemático para o processo. A primeira dificuldade é com relação ao substrato utilizado no processo: por ser altamente heterogêneo e composto por uma vasta gama de compostos orgânicos e inorgânicos, fica difícil definir o que realmente está entrando no biodigestor, principalmente quando se trabalha em escala comercial. A segunda dificuldade é com relação aos microrganismos que compõem o sistema e as reações que eles catalisam. Por formarem um consórcio natural, uma verdadeira cadeia ecológica, fica difícil mapear todas as interações possíveis entre esses microrganismos. São milhares de compostos orgânicos produzidos pelas bactérias, com cada bactéria sendo especializada em consumir um determinado substrato. Um modelo matemático ficaria inviável se tentasse descrever todas as reações que ocorrem no sistema. Isso faz com que os modelos sempre descrevam uma simplificação do processo e nem sempre fica claro o quanto é necessário simplificar. Geralmente os modelos tentam descrever as quatro etapas básicas do processo (SIEGRIST et al, 1993).

Mesmo com estas dificuldades, vários modelos dinâmicos do processo de biodigestão já foram propostos. Esses modelos têm por objetivo descrever o comportamento de biodigestores CSTR, como está mostrado na figura 6. Eles se baseiam no balanço de massa do sistema, levando em conta as reações bioquímicas catalisadas pelas bactérias, o equilíbrio iônico dos componentes e a transferência de massa entre a fase gasosa e a fase líquida, como mostra a figura 10 (HILL & BARTH, 1977; MOLETA et al 1986; VAVILIN et al 1995).

#### FIGURA 10 - DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DAS VARIÁVEIS DO BIODIGESTOR CSTR

onde  $Q$  é a vazão,  $S$  é concentração dos componentes do sistema,  $X$  concentração da sub-população de bactérias,  $V$  é volume

FONTE: BALMANT (2009)

O primeiro passo para montar o modelo é ter um diagrama das reações bioquímicas que ocorrem no sistema. Como é impossível descrever todas as reações que ocorrem, os autores recorrem a simplificações, tentando descrever o comportamento apenas dos componentes mais importantes. Como consequência disso, os primeiros diagramas eram bem simples, como mostra a figura 11. Conforme os modelos evoluíram, os diagramas evoluíram também, como exemplo é possível citar o modelo matemático ADM1, que possui um diagrama bastante complexo, como mostra a figura 12. Seguindo-se o diagrama, se define quais são as bactérias e os componentes que fazem parte do sistema. Com isso, é possível fazer o balanço de massa e obter as equações diferenciais para todo sistema. Além disso, alguns modelos tem correlações empíricas para determinar o pH do sistema e o equilíbrio iônico de alguns componentes (VAVILIN et al, 1995). Sendo assim, esses modelos não são capazes de descrever sistemas mais complexos, como um UASB, por exemplo. Em um UASB há formação de grânulos, o reator não é homogêneo e a modelagem se torna muito mais complexa.

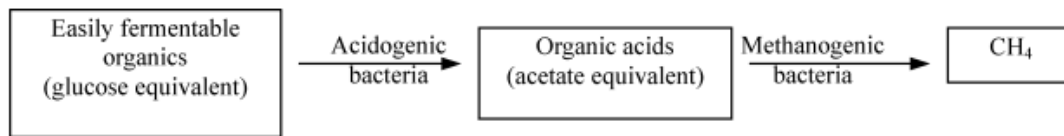


FIGURA 11 - DIAGRAMA DE REAÇÕES DO MODELO DE MOLETA et al (1986).  
FONTE: MOLETA et al (1986).

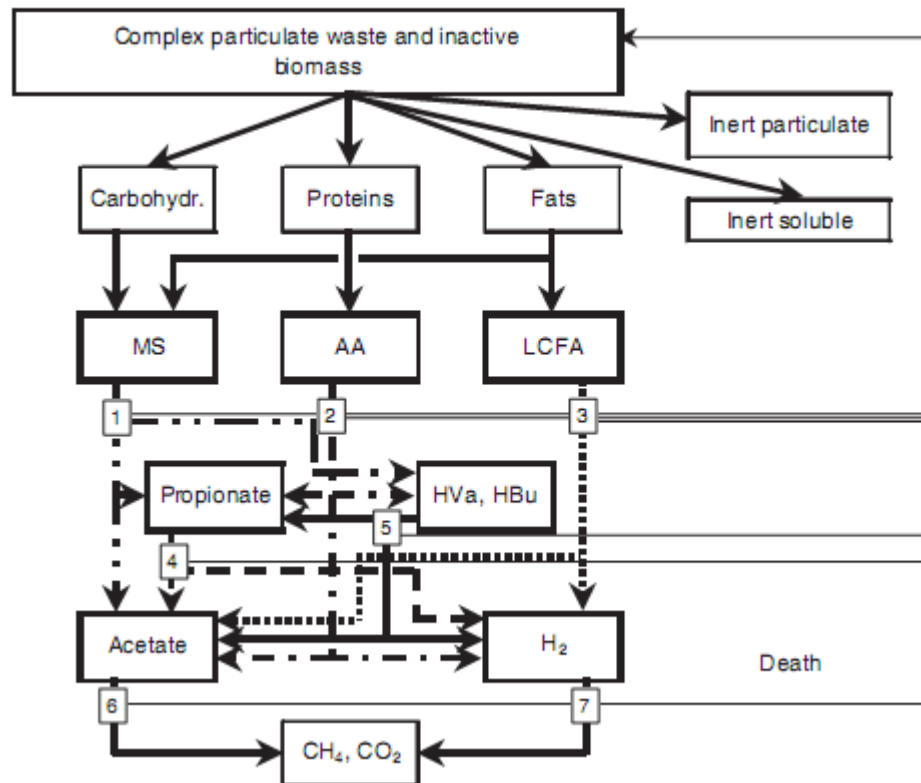


FIGURA 12. DIAGRAMA DE REAÇÕES DO MODELO ADM1  
FONTE: BATSTONE et al (2002)

O primeiro obstáculo a transpor para que seja possível propor um modelo para biodigestores não homogêneos é a hidrodinâmica. Devido à presença de sólidos, o balanço de quantidade de movimento se torna um grande desafio. Tendo em vista essa dificuldade, foram propostos modelos matemáticos que captam a hidrodinâmica dos reatores mais complexos. Esses modelos descrevem a transferência de quantidade de movimento e os perfis de velocidade. Mas, eles têm o defeito de não incorporar a cinética de crescimento no sistema ou, se incorporam, fazem isso de maneira muito simples. São úteis, porém incompletos, para descrever o sistema (ZENG et al, 2005).

O próximo passo foi propor modelos híbridos para descrever o sistema. Esses modelos incorporam a cinética básica desenvolvida em reatores CSTR, descrevendo todas as etapas do sistema de biodigestão e mais a hidrodinâmica complexa de reatores (KALYUZHNYI et al, 2006). O problema é que esse tipo de modelo é muito complexo o que faz com que o número de parâmetros seja muito grande, dificultando a determinação de parâmetros. O diagrama de reações que esses modelos utilizam é muito extenso. De fato, um diagrama muito simples não consegue captar a realidade, mas utilizar um muito detalhado torna o modelo oneroso computacionalmente. A adição de um componente no sistema aumenta em uma unidade o número de equações diferenciais, que nesse caso são equações diferenciais parciais, pois o sistema não é homogêneo e como consequência disso no momento da discretização do sistema o número de equações algébricas para resolver tende a aumentar consideravelmente. Uma cinética mais simplificada pode diminuir esse problema, reduzindo o número de equações diferenciais do sistema. Mas isto somente pode ser feito se essa cinética consiga descrever a realidade razoavelmente bem. Nesse caso, a dificuldade não é aumentar a complexidade, mas tentar encontrar um meio termo para a cinética básica, diminuindo a quantidade de componentes do sistema. Sob o aspecto mecanístico, esses modelos tendem a tratar o sistema como se formasse uma única fase. Essa abordagem simplificada é compreensível, pois, mesmo com essa simplificação, se torna difícil ter um modelo representativo. Entretanto, uma análise mais de perto para os sistemas não homogêneos de biodigestão, como o UASB, mostra a presença de sólidos e bolhas, além, da fase líquida mostrada na figura 2. De fato, o sistema possui três fases, líquida, sólida e gasosa. Em engenharia química uma forma de modelar sistemas assim é fazer um balanço de massa separado para cada componente em cada fase onde o componente está presente. Essa separação facilita o balanço de massa e ainda incorpora um fenômeno importante, ou seja, a transferência de massa entre fases. Nesse caso, haverá transferência de massa entre líquido-gás, sólido-líquido e gás-sólido. Uma abordagem assim pode se tornar improdutiva devido à complexidade do sistema, mas é pelo menos inovadora. Um ponto que torna o problema ainda mais complexo é a questão de qual tipo de hidrodinâmica utilizar para descrever a transferência de momento. Até o presente momento, os modelos híbridos assumem regime de escoamento pistonado, o que facilita a modelagem. Mas alguns trabalhos mostram que isso parece não ocorrer em biodigestores

industriais (REN et al 2009). Seria necessário utilizar ferramentas como a dinâmica de fluidos computacional (conhecida como CFD) para conseguir descrever a hidrodinâmica nestes sistemas. Mas dificilmente seria viável propor um modelo assim, uma vez que o esforço computacional seria enorme.

Partindo desses pressupostos, uma alternativa para esse sistema seria um modelo com uma cinética básica o simplificada e uma hidrodinâmica não muito complexa que levasse em conta que o sistema é trifásico. Tal modelo seria complexo da mesma forma, no entanto, do ponto vista mecanístico seria mais coerente com a realidade.

Tendo em vista esses problemas, essa dissertação vai propor um modelo cinético simplificado para reatores CSTR, que possa ser acoplado a um modelo matemático de reatores não homogêneos. Além disso, esta dissertação vai mostrar como projetou, construiu e operou um biodigestor tendo como base o que foi proposto na literatura.

### 3 CONCEPÇÃO, CONSTRUÇÃO E OPERAÇÃO DO BIODIGESTOR

#### 3.1 INTRODUÇÃO

O princípio da biodigestão já está bem estabelecido e muitos tipos de biodigestores já foram propostos e já operam em escala industrial. No entanto, a tarefa de escolher o modelo de biodigestor teve que seguir alguns critérios. O primeiro critério foi a questão de ser modular. A proposta do projeto era construir um biodigestor que pudesse ser construído rapidamente, em regiões remotas, como a Amazônia, permitindo a geração de eletricidade através do biogás para esses lugares. A idéia principal era conceber um biodigestor que fosse pré-fabricado e de rápida instalação. Sendo assim, o modelo indiano e o chinês foram descartados já que necessitam de materiais de construção e não podem ser pré-fabricados. O segundo critério era com relação ao tempo de retenção. A idéia era conceber um biodigestor que possuísse um tempo de retenção baixo. Isso diminuiria o custo de implementação, pois um reator menor consome menos material para a construção. Assim sendo, sistemas simples não foram considerados. Sistemas com tempo de retenção mais baixo foram propostos a partir da década de 70. Dentre esses modelos pode-se destacar o UASB, proposto por Lettinga, como um dos sistemas com baixo tempo de retenção que é bem difundido e opera em escala industrial ao redor de todo o mundo. A grande dificuldade é que quanto menor o tempo de retenção, maior a complexidade de operação de um sistema de biodigestão. Um sistema como o UASB demanda acompanhamento de técnicos habilitados para que o processo opere de maneira satisfatória. Sendo assim, a escolha de um biodigestor de baixo tempo de retenção que não passasse no quesito simplicidade de operação também estava descartado, pois, se para operar esse biodigestor necessitasse técnicos especializados, dificilmente estes seriam encontrados em regiões remotas.

Partindo dessas premissas, o primeiro passo era encontrar na literatura um biodigestor com um tempo de retenção baixo e que fosse de fácil operação. O biodigestor de LOMAS et al (1999) foi aquele que apresentou a melhor solução. Eles propuseram um biodigestor de leito híbrido que apresenta configurações semelhantes a um UASB e a um filtro biológico. Esse biodigestor é mais fácil de



operar que um UASB, pois possui uma bomba de recirculação que elimina a necessidade de uma vazão de entrada constante e ainda utiliza menor quantidade de suporte inerte que um filtro ser construído em regiões remotas do país.

### 3.2 DIMENSIONAMENTO DO BIODIGESTOR

O dimensionamento do sistema foi feito tendo como base o artigo publicado por LOMAS et al (1999), onde eles demonstram a eficiência de um biodigestor de leito híbrido utilizando dejetos de porco como substrato. Segundo seus dados, o leito híbrido apresenta a melhor eficiência para a produção de gás a uma taxa de carregamento orgânico (TCO) de 20 kg de DQO (demanda química de oxigênio) por metro cúbico por dia. Nessa taxa de carregamento, são produzidos 5 m<sup>3</sup>-biogás/m<sup>3</sup>-reator.dia. Esse valor é cinco vezes maior que aquele obtido em biodigestores comuns. Com esses dados, foi possível dimensionar o biodigestor.

O dimensionamento será demonstrado abaixo:

A TCO pode ser definida como:

$$TCO = \frac{CO \cdot Q}{V} \quad (3.1)$$

onde:

CO= concentração de DQO no efluente (kg-DQO /m<sup>3</sup>-efluente)]

Q= vazão de efluente (m<sup>3</sup>-efluente/dia)

V= volume do biodigestor (m<sup>3</sup>)

TCO= taxa de carregamento orgânico (kg-DQO/ m<sup>3</sup>-efluente.dia)

Nesse caso, decidiu-se construir um biodigestor piloto de 20 metros cúbicos e, para isso, necessitava-se determinar qual era a vazão necessária para que ele pudesse ser operado com uma TCO de 20 kg de DQO por metro cúbico por dia.

Tem-se então, rearranjando a eq. 3.1:

$$Q = \frac{TCO \cdot V}{CO} \quad (3.2)$$

Optou-se por utilizar o dejetos de porco, pois é aquele que é mais eficiente na produção de biogás. Esse dejetos possui a DQO de 65 kg-DQO/m<sup>3</sup>-efluente (BOOPATHY, 1997).

De posse da TCO, do volume e da DQO do dejetos a ser tratado, finalmente é possível encontrar a vazão necessária para a operação, que é de 6,15 metros cúbicos de efluente por dia.

Com a vazão e volume é possível calcular o tempo de retenção hidráulica (TRH) através da equação abaixo:

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (3.3)$$

Sendo assim, tem-se uma TRH de 3,25 dias.

### 3.3 CONSTRUÇÃO DO BIODIGESTOR

#### 3.3.1 Estrutura básica

Os materiais utilizados para a construção do biodigestor também tiveram que ser escolhidos de maneira que o custo não fosse grande. Em aço carbono, ou qualquer outro metal, o preço se tornava proibitivo, ficando algo em torno de 40 mil reais um tanque de 20 metros cúbicos. Pensou-se em fibra de vidro, mas o problema é que, devido à confecção da forma, o custo seria alto, sendo que só a forma custaria aproximadamente 20 mil reais. Optou-se então por utilizar manilhas de concreto utilizadas em esgoto. Essas manilhas possuem 2,20 metros de diâmetro e 1 metro de altura. Empilhadas na vertical, elas formam um reator perfeito desde que exista uma base em concreto para vedar a última manilha. O custo dessas manilhas era de 250 reais cada uma. Como foram necessárias seis manilhas o custo do biodigestor saiu por 1500 reais. Essas manilhas não podem ser empilhadas em grande quantidade acima do nível do chão, pois o sistema corre o risco de romper devido as manilhas não resistirem a fração e por isso o reator foi enterrado. Essas manilhas foram impermeabilizadas com impermeabilizante para concreto para garantir o estanqueamento do reator.

O desenho do biodigestor é mostrado na figuras 13 e 14. Nele pode-se observar o biodigestor com suas seis manilhas de concreto e com suas tubulações internas. No topo da figura 13 e 14, encontra-se a caixa de carga, com o volume de 10 m<sup>3</sup>, que nada mais é do que o local onde o substrato fica armazenado antes de ser usado para alimentar o reator.

Outros itens que podem ser observados na figura 13 são a grade de apoio do enchimento interno, localizada no meio do biodigestor, e a bomba de recirculação do sistema, que fornece uma vazão de recirculação é dez vezes maior que a vazão de entrada. A terceira estrutura a ser analisada é a tampa, que foi construída em aço carbono para que os equipamentos de instrumentação pudessem ser instalados nela. A figura 15 mostra as localizações das entradas para realizar manipulações no interior do biodigestor, as quais compreendem os instrumentos do interior do biodigestor e entrada de substrato.

Na tubulação central são conectados os instrumentos de medição do sistema e a tubulação menor indica a entrada do substrato.

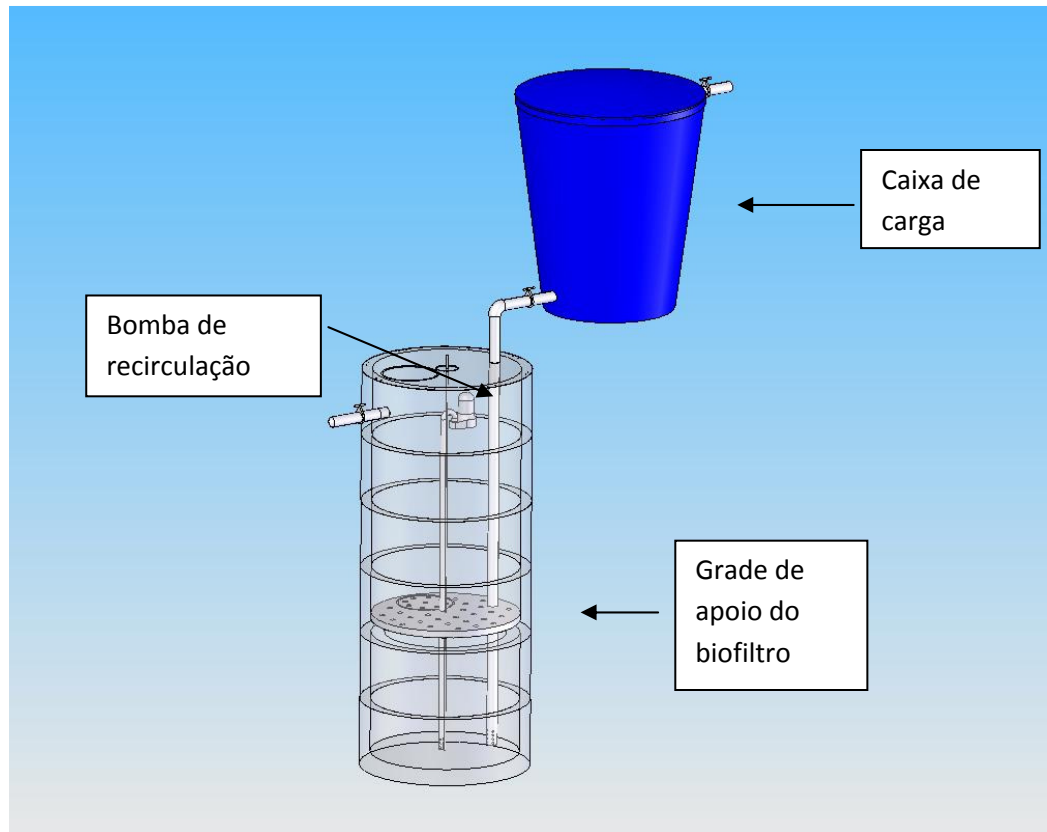


FIGURA 13 - BIODIGESTOR COMPOSTO DE SETE MANILHAS DE CONCRETO ARMADO

FONTE: BALMANT (2009)

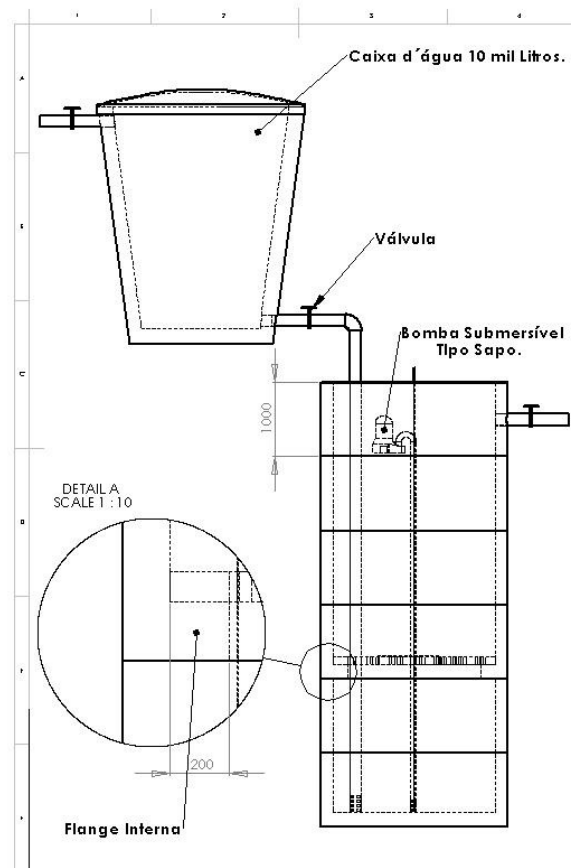


FIGURA 14 - VISÃO LATERAL DO BIODIGESTOR

FONTE: BALMANT (2009)

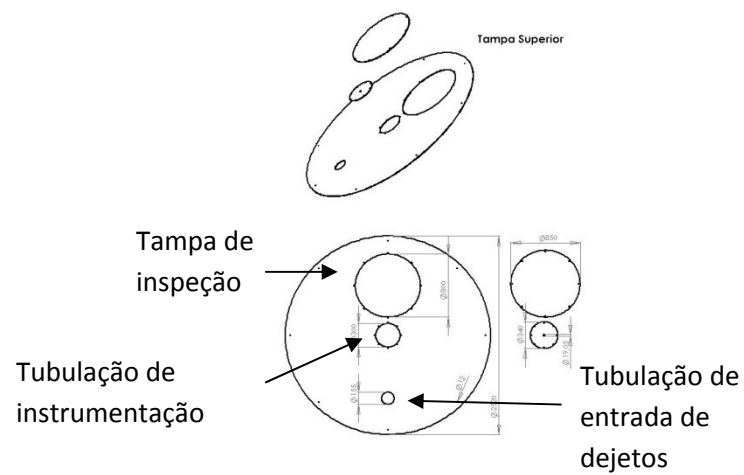


FIGURA 15 - TAMPA DO BIODIGESTOR

FONTE: BALMANT (2009)

### 3.3.2 Enchimento interno (biofiltro)

A idéia básica do enchimento interno, também chamado de “biofiltro”, é promover a formação de um biofilme que aumenta a densidade de microorganismos por metro cúbico de biodigestor para que a velocidade de produção do biogás aumente. Isso possibilita também a diminuição do tempo de retenção do biodigestor, pois a maior parte das bactérias que catalisam as reações é aderida, formando o biofilme. As bactérias que estão no biofilme não estão sujeitas a diluição, pois estão fixas no enchimento e não podem ser expelidas na vazão de saída. Sendo assim, o fenômeno de “wash-out”, onde a taxa de diluição é maior que a taxa específica de crescimento, não é tão determinante como em biodigestores CSTR porque a maioria das bactérias está no biofilme e não podem ser retiradas do biodigestor através da vazão de saída.

Tubos de PVC de 5 cm de diâmetro, cortados em pedaços de aproximadamente 10 cm de comprimento, foram utilizados como material para fazer o biofiltro. Após a tubulação interna ter sido instalada, esses pequenos tubos foram colocados dentro do biodigestor, chegando a uma altura de 3,5 m (formando o biofiltro), deixando um *headspace* de 1 m, na parte superior (figura 16).

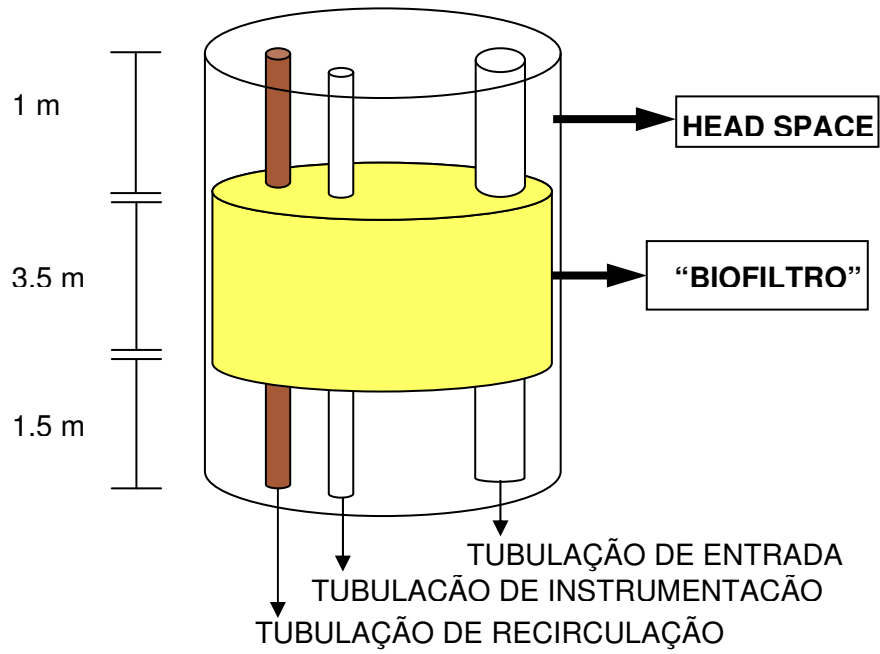


FIGURA 16 - ENCHIMENTO E TUBULAÇÃO INTERNA

FONTE: BALMANT (2009)

### 3.3.3 Propriedade fornecedora de substrato

Após o projeto do reator e a escolha do substrato (dejeto de porco), se fez necessário encontrar um local onde o biodigestor pudesse ser instalado. Foi um proprietário de uma fazenda de suinocultura, localizada no município de Mandirituba que cedeu o lugar para instalação do biodigestor.

## 3.4 OPERAÇÃO DO BIODIGESTOR

O plano de operação do biodigestor foi desenvolvido de maneira a simplificar seu manuseio pelos funcionários da fazenda onde está instalado. A seqüência de passos desde o momento da obtenção dos resíduos até o fim do processo, com a utilização do produto final como fertilizante, está disposta a seguir.

Contudo, para dar início ao processo, foi utilizado um substrato que estava em uma das lagoas da fazenda. Antes da instalação do biodigestor, essas lagoas eram utilizadas para que o dejeto sofresse pelo menos um pré-tratamento antes de ser usado como biofertilizante. Nessas lagoas, o dejeto permaneceu 120 dias antes de poder ser descartado. Assim sendo, essas lagoas possuíam uma grande quantidade de bactérias anaeróbicas que serviram como inóculo para o sistema. Sem esse inóculo, o sistema teria demorado mais para entrar em regime permanente, pois a concentração inicial de bactérias no biodigestor teria sido pequena e seria necessário que essas bactérias se multiplicassem até o sistema atingir o regime permanente onde a concentração de bactérias não muda. Com o inóculo vindo da lagoa, esse tempo diminuiu, pois esse substrato da lagoa já possui uma quantidade grande de bactérias. A velocidade de crescimento das bactérias depende da quantidade de bactérias, uma vez que o processo é autocatalítico. Após o “start”, o sistema passou a operar de maneira contínua, seguindo os seguintes passos:

#### 1º Passo: Coleta dos dejetos

Na propriedade em que o biodigestor está instalado, o sistema de coleta de dejetos dos animais é feito através de uma canaleta lateral às baias. O final desta



canaleta desemboca numa tubulação, a qual leva todos os dejetos diretamente para a caixa de carga. Uma válvula impede que os dejetos entrem na caixa de carga de maneira contínua.

A figura 17 ilustra este sistema, o esquema mostra como as baias encontram-se em um nível acima do biodigestor. Sendo assim, os dejetos são transportados de um local (baias) ao outro (caixa de carga) por gravidade.

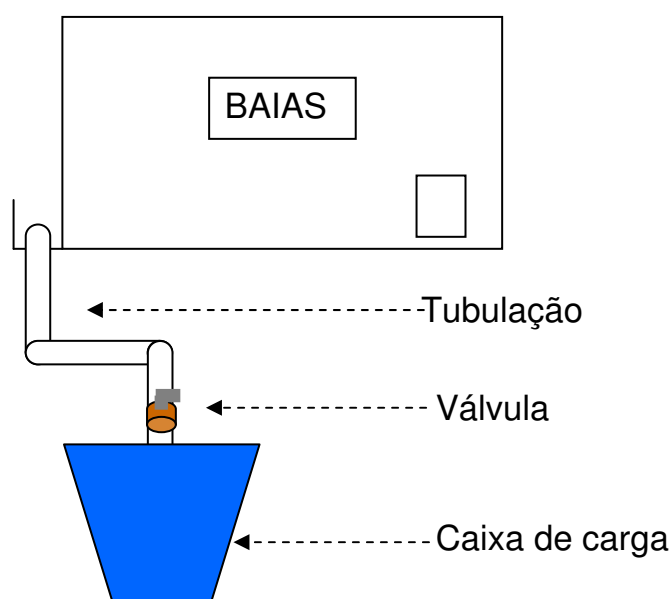


FIGURA 17 - ESQUEMA MOSTRANDO O TRAJETO DOS DEJETOS, SAINDO DAS BAIAS E CHEGANDO À CAIXA DE CARGA

FONTE: BALMANT (2009)

## 2º Passo: Armazenamento na caixa de carga e decantação

Os dejetos chegam à caixa de carga por uma tubulação conectada na sua parte superior. Há uma válvula logo na entrada da caixa de carga, a qual regula a vazão e quantidade de resíduos a serem colocados, como mostra a figura 3.5.

O processo inicia-se com a decantação dos resíduos. O tempo de decantação é o de uma noite. Os dejetos ficam retidos na caixa de carga durante a noite e, no dia seguinte, são colocados no biodigestor. Com isso, os resíduos sólidos ficam no fundo da caixa e entra somente líquido. Os sólidos são descartados nas lagoas. O controle de volume dentro da caixa de carga é feito por uma mangueira externa à caixa. Por essa mangueira é possível determinar a quantidade de líquido que entra na caixa de carga observando a altura de líquido na mangueira, além de

possibilitar que seja colocado o volume correto para a fermentação dentro do biodigestor.

#### 3ºPasso: A Fermentação no biodigestor

Assim que os dejetos entram no biodigestor, eles começam a ser consumidos pelos microrganismos do biodigestor. A alimentação do biodigestor é feita diariamente, no entanto, a alimentação não é contínua, o sistema é alimentado por um pulso, uma vez ao dia, como se fosse uma batelada contínua. Ao sair do biodigestor, os dejetos são levados por uma tubulação até uma das lagoas, onde ficarão retidos até que possam ser usados.

#### 4ºPasso: Disposição dos dejetos em lagoas

Para dar fim aos dejetos produzidos pelos animais, após certo tempo, em torno de três meses, esses resíduos são utilizados para adubar plantações locais. Sendo assim os dejetos vindos do biodigestor também vão ser armazenados nas lagoas.

### 3.5 ANÁLISES QUÍMICAS DO EFLUENTE

Para avaliar o desempenho do biodigestor, foram realizadas análises químicas avaliando DQO e a quantidade de sólidos totais do efluente de entrada e de saída do biodigestor. O ensaio foi feito com duas amostras da entrada e duas da saída. As análises foram feitas pelo laboratório do Centro de Pesquisas e Processamento de Alimentos CEPPA (OPEN REFLUX METHOD, 2005; TOTAL SOLIDS DRIED AT 103-105°C, 2005).

## 3.6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 3.6.1 Problemas de operação do biodigestor

O biodigestor apresentou problemas durante sua operação, alguns detalhes não foram executados da forma correta, o que levou o sistema a não funcionar de maneira satisfatória, como explicado a seguir.

O primeiro problema encontrado no sistema foi o vazamento de gás pela tampa metálica do biodigestor. A princípio, a junção da tampa às manilhas era para ser feita a partir de parafusos, segundo o projeto inicial. No entanto, no momento da colocação das manilhas no local houve um descuido por parte dos contratados para o trabalho e parte da última manilha ficou danificada. Esse problema foi solucionado na época com a colocação de cimento nesses locais para que a manilha ficasse com a superfície homogênea. Conseqüentemente, no momento de colocar a tampa e apertar os parafusos não havia uma resistência por parte do cimento colocado como remendo. Com isso os parafusos não puderam ser apertados ao máximo, com o receio de quebrar o cimento onde estavam presos.

A primeira tentativa para parar o vazamento foi usar piche juntamente com impermeabilizante de concreto, mas isso não foi suficiente. O piche não secava firmemente e, quando chovia, via-se, ainda, formação de bolhas nas laterais da tampa. Uma nova aplicação de piche e impermeabilizante foi feita, juntamente com o acréscimo de blocos de cimento de 50 kg em cima da tampa, para aumentar a pressão nas borrachas da borda do biodigestor - localizadas entre a borda e a tampa. A última providencia tomada, no sentido de acabar com esse vazamento de gás, foi a de fazer um anel de cimento na beirada da tampa, selando de forma definitiva.

O segundo problema apresentado pelo sistema foi o entupimento do biodigestor. Como inicialmente os dejetos foram colocados sem um pré-tratamento no interior do biodigestor, sem o processo de decantação, o biodigestor foi alimentado com uma grande quantidade de sólidos. Com o acúmulo de sólidos, acabou ocorrendo a formação de lodo em excesso no fundo do reator, chegando ao ponto de entupi-lo em certo momento. O que estava ocorrendo era um depósito de

partículas sólidas presentes nos resíduos. Após ter sido feita uma diluição com água do lodo no fundo do biodigestor, uma modificação na saída da tubulação da caixa de carga foi efetuada. O local de saída mudou do fundo da caixa, para uma altura em torno de um metro. Essa mudança foi feita com o objetivo de fazer, da caixa de carga, um decantador. Com isso, grande parte dos sólidos presentes nos dejetos fica retida na caixa de carga, entrando somente a parte líquida no biodigestor. Um esquema básico da modificação pode ser observado na figura 18.

Desde a modificação não foi mais detectada entupimento no fundo do biodigestor.

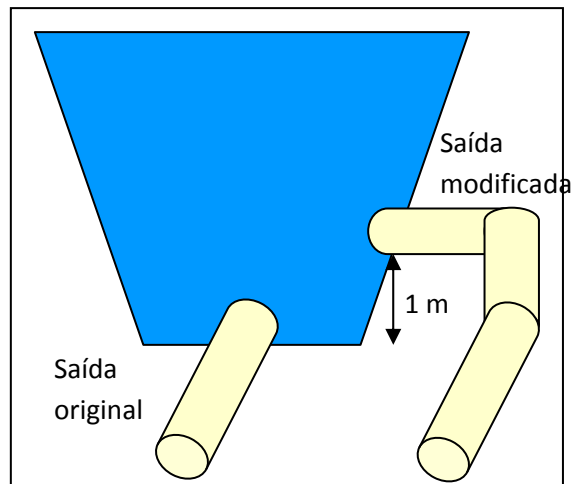


FIGURA 18. CAIXA DE CARGA MODIFICADA.

FONTE: BALMANT (2009)

### 3.6.2 Análises do efluente da entrada e saída

Inicialmente, a concentração de sólidos totais e a DQO estavam menores na entrada do que na saída, como mostram as figuras 19 e 20 até aproximadamente 120 dias de operação.

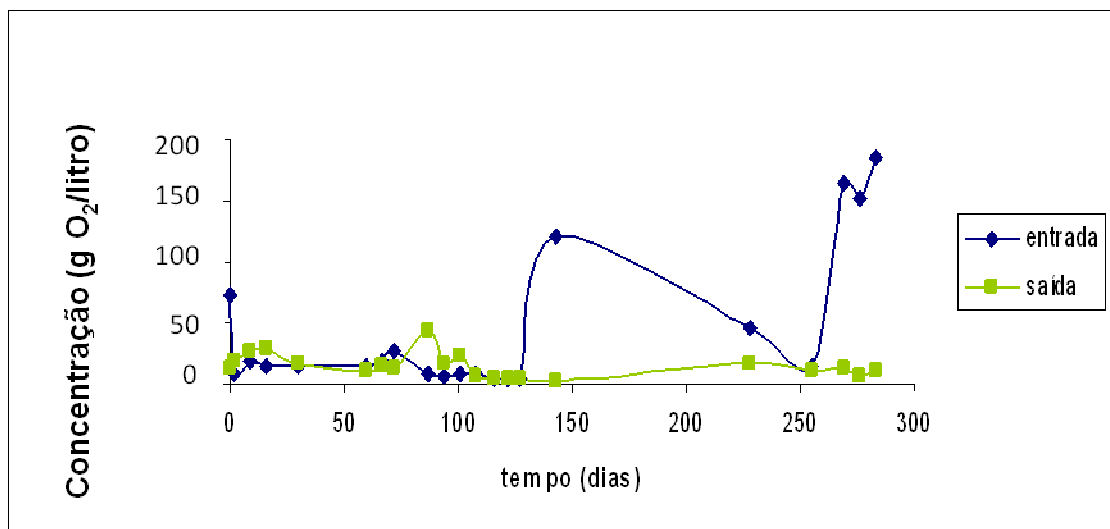


FIGURA 19 - DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO

FONTE: BALMANT (2009)

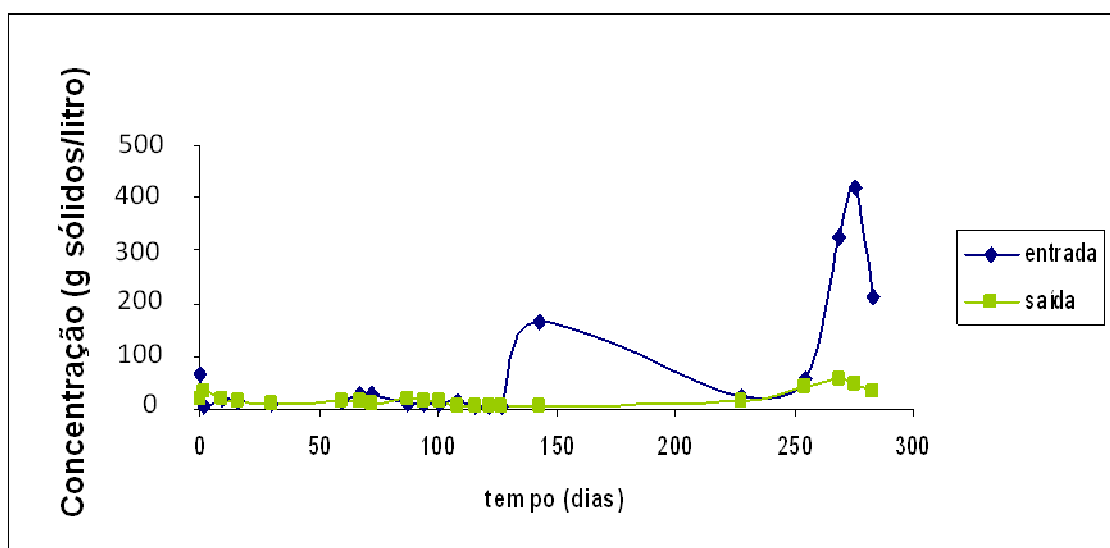


FIGURA 20 - SÓLIDOS TOTAIS.

FONTE: BALMANT (2009)

O motivo disso é que dois problemas estavam acontecendo no sistema. O primeiro problema estava relacionado com o tipo de dejetos que estava sendo utilizado. O dejetos utilizado nessa primeira fase de operação era retirado das baias da maternidade da granja. Esses dejetos, além de possuírem uma quantidade menor de matéria orgânica por serem muito diluídos, não são eficientes para a produção de gás. Com relação ao problema da concentração de saída ser maior que a concentração de entrada, a única explicação plausível é que, na forma como estava sendo coletadas as amostras, havia um erro. E de fato foi o que detectado. As amostras eram retiradas do topo da caixa de carga, no entanto, o dejetos já estava decantando no fundo da caixa de carga. Sendo assim, foi utilizado como amostra apenas o topo que estava muito diluído e quase sem sólidos e compostos orgânicos, enquanto naquela época o biodigestor estava sendo alimentado com lodo sedimentado do fundo da caixa de carga, com uma concentração de DQO e sólidos totais muito alta. Isso infelizmente só foi descoberto quando foi decidido retirar uma amostra de entrada diretamente da canaleta, pois a caixa de carga estava vazia. Como solução, foi acertada utilizar os dejetos da baia dos animais adultos e coletar as amostras de entrada direto das canaletas de coleta. Como pode ser observado, após a mudança que ocorreu no dia 120 os resultados apresentados a partir do dia 140 se mostraram mais coerentes exceto nos dias 230 e 260, onde podemos observar um comportamento atípico, pois o esperado é que a entrada sempre seja maior que a saída. A explicação para isso talvez se deva ao fato que a padronização na coleta das amostras seja algo difícil de obter. Mesmo coletando direto das canaletas, muitas vezes o dejetos produzido pode variar durante o dia, devido à lavagem das baias pelos funcionários. Isso dificulta a coleta. Infelizmente, devido ao fim do projeto e a problemas financeiros e reestruturação da fazenda, não foi mais possível acompanhar o funcionamento do sistema, mas seria necessário um tempo maior de monitoramento.

## 4 MODELAGEM MATEMÁTICA

### 4.1 INTRODUÇÃO

Um problema encontrado na modelagem de sistemas de biodigestão não homogêneos é definir o modelo cinético. Tendo em vista a complexidade dos modelos cinéticos atuais, essa dissertação vai propor um modelo mais simplificado que possa ser utilizado posteriormente em modelos matemáticos de biodigestores não homogêneos. Essa simplificação é importante para que os modelos não homogêneos se tornem mais simples e menos onerosos computacionalmente na determinação dos parâmetros do modelo.

### 4.2 DESENVOLVIMENTO DO MODELO

O modelo foi desenvolvido utilizando equações de balanço de massa dos compostos e dos microrganismos envolvidos. Foi suposta a ocorrência de quatro fenômenos principais: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Considerou-se que estes fenômenos eram realizados por microrganismos que seguem a cinética de Monod.

Consideram-se no modelo os seguintes passos reacionais (ver diagrama da Figura 21):

1. O substrato polimérico ( $S_0$ ) é hidrolisado por enzimas produzidas pelas bactérias, produzindo monômeros fermentescíveis ( $S_1$ ); (hidrólise);
2. Os monômeros fermentescíveis são transformados em ácido propiônico ( $S_2$ ), hidrogênio solúvel ( $S_3$ ), dióxido de carbono solúvel ( $S_4$ ), ácido acético ( $S_5$ ) e ácido butírico ( $S_6$ ) por bactérias acidogênicas ( $X_1$ ); (acidogênese);
3. O ácido propiônico ( $S_2$ ) é transformado em  $H_2$  solúvel ( $S_3$ ),  $CO_2$  solúvel ( $S_4$ ) e ácido acético ( $S_5$ ) por bactérias sintróficas do tipo A ( $X_2$ ); (acetogênese a partir de ácido propiônico);

4. O ácido butírico ( $S_6$ ) é transformado em  $\text{CO}_2$  solúvel ( $S_4$ ) por bactérias sintróficas do tipo B ( $X_5$ ); (acetogênese a partir de ácido butírico);
5. O ácido acético ( $S_5$ ) é transformado em metano solúvel ( $S_7$ ) e  $\text{CO}_2$  solúvel ( $S_4$ ) por bactérias acetoclásticas-metanogênicas ( $X_4$ ); (metanogênese acetoclástica);
6.  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$  solúveis ( $S_4$  e  $S_3$  respectivamente) são utilizados por bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas ( $X_3$ ) para gerar metano solúvel ( $S_7$ ); (metanogênese hidrogenotrófica);
7. Há transferência de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  e metano entre a fase líquida e a fase gasosa do biodigestor.

Além disso, as seguintes suposições foram feitas no desenvolvimento do modelo:

1. Os gases presentes comportam-se como gases ideais;
2. A fase gasosa é homogênea;
3. A pressão total na fase gasosa é constante;
4. A temperatura do sistema é uniforme e constante;
5. Biogás é composto de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  e metano;

Abaixo segue a descrição do modelo e os resultados obtidos:

A hidrólise enzimática do substrato polimérico foi considerada como sendo um processo de primeira ordem:

$$r_1 = k_h \cdot S_0 \quad (4.1)$$

O crescimento da população bacteriana é diretamente proporcional à sua concentração de acordo com as seguintes equações:

$$\text{Bactérias acidogênicas} \quad r_2 = \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.2)$$

$$\text{Bactérias sintróficas do tipo A} \quad r_8 = \mu_2 \cdot X_2 \quad (4.3)$$

$$\text{Bactérias hidrogenotróficas metanogênicas} \quad r_{10} = \mu_3 \cdot X_3 \quad (4.4)$$

$$\text{Bactérias acetoclásticas metanogênicas} \quad r_{11} = \mu_4 \cdot X_4 \quad (4.5)$$

$$\text{Bactérias sintróficas do tipo B} \quad r_{14} = \mu_5 \cdot X_5 \quad (4.6)$$



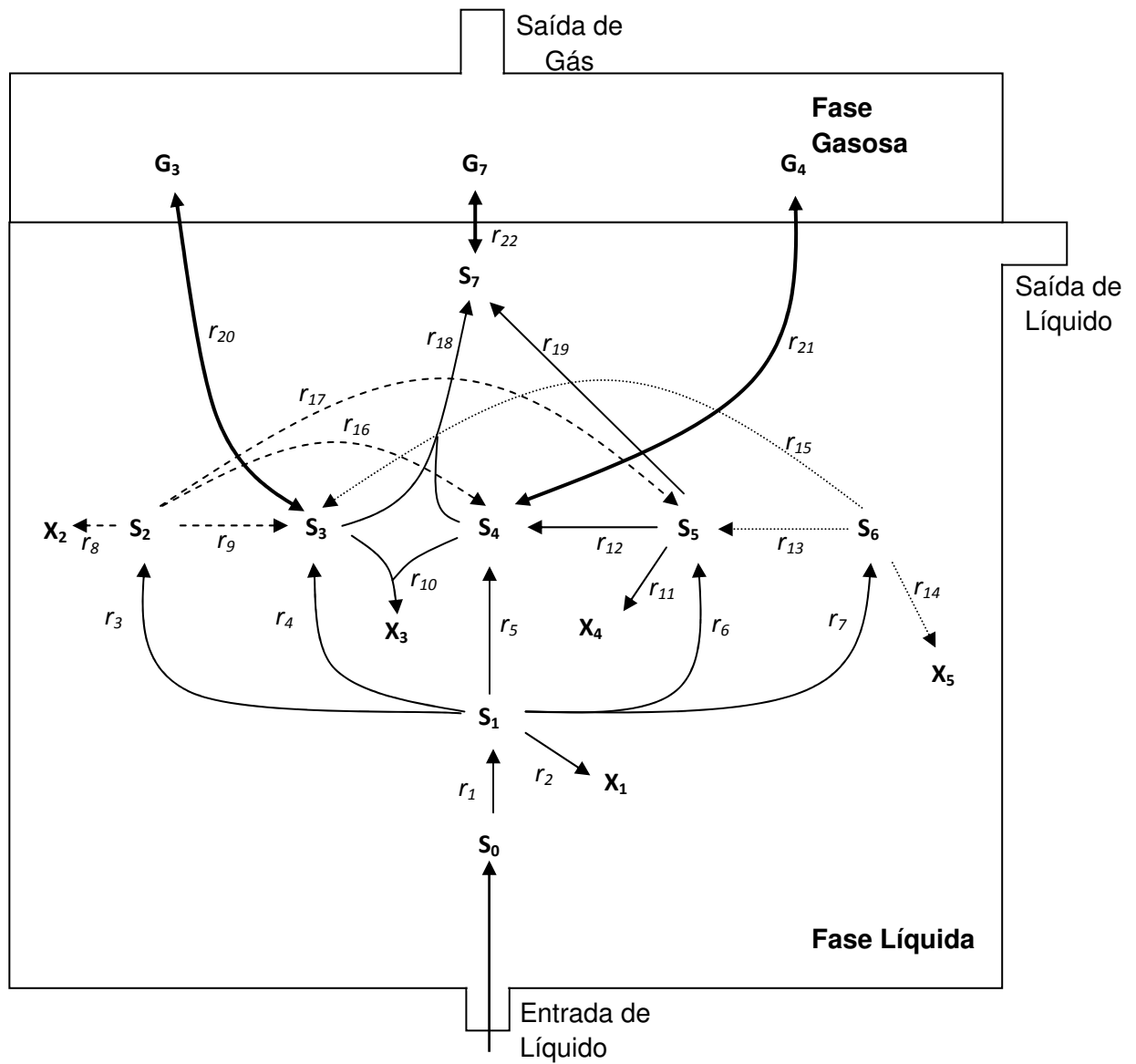


FIGURA 21 - DIAGRAMA REPRESENTATIVO DOS PASSOS REACIONAIS UTILIZADOS NO DESENVOLVIMENTO DO MODELO.

FONTE: BALMANT (2009)

Para cada caso, a taxa de crescimento específico ( $\mu$ ) depende da concentração relevante do substrato para o processo de acordo com as equações de Monod a seguir. Para bactérias sintróficas do tipo A, responsáveis pelo consumo de ácido propiônico, foi considerado um efeito inibitório pelo hidrogênio.

$$\text{Bactérias acidogênicas} \quad \mu_1 = \frac{\mu_{\max 1} \cdot S_1}{K_{S1} + S_1} \quad (4.7)$$

$$\text{Bactérias sintróficas do tipo A} \quad \mu_2 = \frac{\mu_{\max 2} \cdot S_2}{K_{S2} + S_2} \cdot \frac{1}{1 + \frac{S_3}{K_I}} \quad (4.8)$$

$$\text{Bactérias hidrogenotróficas metanogênicas} \quad \mu_3 = \frac{\mu_{\max 3} \cdot S_3}{K_{S3} + S_3} \quad (4.9)$$

$$\text{Bactérias acetoclásticas metanogênicas} \quad \mu_4 = \frac{\mu_{\max 4} \cdot S_5}{K_{S5} + S_5} \quad (4.10)$$

$$\text{Bactérias sintróficas do tipo B} \quad \mu_5 = \frac{\mu_{\max 5} \cdot S_6}{K_{S6} + S_6} \quad (4.11)$$

As taxas de reação são pressupostas de serem diretamente proporcionais às velocidades de crescimento dos microrganismos que catalisam as reações como segue:

Produção de ácido propiônico por bactérias acidogênicas:

$$r_3 = Y_{S2/X1} \cdot \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.12)$$

Produção de hidrogênio por bactérias acidogênicas:

$$r_4 = Y_{S3/X1} \cdot \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.13)$$

Produção de CO<sub>2</sub> por bactérias acidogênicas:

$$r_5 = Y_{S4/X1} \cdot \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.14)$$

Produção de ácido acético por bactérias acidogênicas:

$$r_6 = Y_{S5/X1} \cdot \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.15)$$

Produção de ácido butírico por bactérias acidogênicas:

$$r_7 = Y_{S6/X1} \cdot \mu_1 \cdot X_1 \quad (4.16)$$

Produção de hidrogênio por bactérias sintróficas do tipo A:

$$r_9 = Y_{S3/X2} \cdot \mu_2 \cdot X_2 \quad (4.17)$$

Produção de CO<sub>2</sub> por bactérias acetoclásticas-metanogênicas:

$$r_{12} = Y_{S4/X4} \cdot \mu_4 \cdot X_4 \quad (4.18)$$

Produção de ácido acético por bactérias sintróficas do tipo B:

$$r_{13} = Y_{S5/X5} \cdot \mu_5 \cdot X_5 \quad (4.19)$$

Produção de hidrogênio por bactérias sintróficas do tipo B:

$$r_{15} = Y_{S3/X5} \cdot \mu_5 \cdot X_5 \quad (4.20)$$

Produção de CO<sub>2</sub> por bactérias sintróficas do tipo A:

$$r_{16} = Y_{S4/X2} \cdot \mu_2 \cdot X_2 \quad (4.21)$$

Produção de ácido acético por bactérias sintróficas do tipo A:

$$r_{17} = Y_{S5/X2} \cdot \mu_2 \cdot X_2 \quad (4.22)$$

Produção de metano por bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas:

$$r_{18} = Y_{S7/X3} \cdot \mu_3 \cdot X_3 \quad (4.23)$$

Produção de metano por bactérias acetoclásticas-metanogênicas:

$$r_{19} = Y_{S7/X4} \cdot \mu_4 \cdot X_4 \quad (4.24)$$

Outro fenômeno importante é a transferência de massa entre a fase líquida e a fase gasosa do biodigestor. O equilíbrio líquido-gás foi assumido como seguindo a lei de Henry.

A taxa de transferência de H<sub>2</sub> da fase líquida para a gasosa é dada por:

$$r_{20} = kla_3 \cdot (S_3 - S_3^*) \quad (4.25)$$

$$\text{onde } S_3^* = H_3 \cdot G_3 \quad (4.26)$$

A taxa de transferência de CO<sub>2</sub> da fase líquida para a gasosa é dada por:

$$r_{21} = kla_4 \cdot (S_4 - S_4^*) \quad (4.27)$$

$$\text{onde } S_4^* = H_4 \cdot G_4 \quad (4.28)$$

A taxa de transferência de CH<sub>4</sub> da fase líquida para a gasosa é dada por:

$$r_{22} = kla_7 \cdot (S_7 - S_7^*) \quad (4.29)$$

$$\text{onde } S_7^* = H_7 \cdot G_7 \quad (4.30)$$

Sabendo das relações apresentadas acima, é possível desenvolver os balanços de massa, como segue:

a) Substrato polimérico presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_o}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{oent} - S_o) - r_1 \quad (4.31)$$

b) Monômeros fermentescíveis presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\begin{aligned} \frac{dS_1}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{1ent} - S_1) + Y_{S1/S0} \cdot r_1 - Y_{S1/X1} \cdot r_2 - Y_{S1/S2} \cdot r_3 \\ - Y_{S1/S3} \cdot r_4 - Y_{S1/S4} \cdot r_5 - Y_{S1/S5} \cdot r_6 - Y_{S1/S6} \cdot r_7 \end{aligned} \quad (4.32)$$

c) Bactérias acidogênicas presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{1ent} - X_1) + r_2 \quad (4.33)$$

d) Ácido propiônico presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_2}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{2ent} - S_2) + r_3 - Y_{S2/X2} \cdot r_8 - Y_{S2/S3} \cdot r_9 - Y_{S2/S4} \cdot r_{16} - Y_{S2/S5} \cdot r_{17} \quad (4.34)$$

e) Bactérias sintróficas do tipo A presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dX_2}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{2ent} - X_2) + r_8 \quad (4.35)$$

f) H<sub>2</sub> presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_3}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{3ent} - S_3) + r_4 + r_9 + r_{15} - Y_{S3/X3} \cdot r_{10} - Y_{S3/S7} \cdot r_{18} - r_{20} \quad (4.36)$$

g) CO<sub>2</sub> presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_4}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{4ent} - S_4) + r_5 + r_{12} + r_{16} - Y_{S4/X3} \cdot r_{10} - Y_{S4/S7} \cdot r_{18} - r_{21} \quad (4.37)$$

h) Bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dX_3}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{3ent} - X_3) + r_{10} \quad (4.38)$$

i) Ácido acético presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_5}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{5ent} - S_5) + r_6 + r_{13} + r_{17} - Y_{S5/X4} \cdot r_{11} - Y_{S5/S4} \cdot r_{12} - Y_{S5/S7} \cdot r_{19} \quad (4.39)$$

j) Bactérias acetoclásticas-metanogênicas presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dX_4}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{4ent} - X_4) + r_{11} \quad (4.40)$$

k) Ácido butírico presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_6}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{6ent} - S_6) + r_7 - Y_{S6/S5} \cdot r_{13} - Y_{S6/X5} \cdot r_{14} - Y_{S6/S3} \cdot r_{15} \quad (4.41)$$

l) Bactérias sintróficas do tipo B presentes na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dX_5}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (X_{5ent} - X_5) + r_{14} \quad (4.42)$$

m) Metano presente na fase líquida do biodigestor:

$$\frac{dS_7}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot (S_{7ent} - S_7) + r_{18} + r_{19} - r_{22} \quad (4.43)$$

l) H<sub>2</sub> presente na fase gasosa do biodigestor, rearranjado para ser descrito em termos da pressão parcial de H<sub>2</sub> na fase gasosa:

$$\frac{dG_3}{dt} = \frac{RT}{V_g} \cdot \left[ K_{la_3} \cdot (S_3 - S_3^*) V / M_{H_2} - F \cdot V \cdot \frac{G_3}{P_T} \right] \quad (4.44)$$

m) CO<sub>2</sub> presente na fase gasosa do biodigestor, rearranjado para ser descrito em termos da pressão parcial de CO<sub>2</sub> na fase gasosa:

$$\frac{dG_4}{dt} = \frac{RT}{V_g} \cdot \left[ K_{la_4} \cdot (S_4 - S_4^*) V / M_{CO_2} - F \cdot V \cdot \frac{G_4}{P_T} \right] \quad (4.45)$$

n) Metano presente na fase gasosa do biodigestor, rearranjado para ser descrito em termos da pressão parcial de metano na fase gasosa:

$$\frac{dG_7}{dt} = \frac{RT}{V_g} \cdot \left[ K_{la_7} \cdot (S_7 - S_7^*) V / M_{CH_4} - F \cdot V \cdot \frac{G_7}{P_T} \right] \quad (4.46)$$

Como foi assumido que a pressão total no *headspace* do biodigestor é constante, o fluxo total de gás da fase gasosa é igual à quantidade de gás transferida da fase líquida para a gasosa, como mostra a expressão a seguir:

$$F = K_{la_3} \cdot (S_3 - S_3^*) / M_{H_2} + K_{la_4} \cdot (S_4 - S_4^*) / M_{CO_2} + K_{la_7} \cdot (S_7 - S_7^*) / M_{CH_4} \quad (4.47)$$

As equações do modelo foram codificadas utilizando a linguagem FORTRAN e foram integradas numericamente utilizando o método de Euler. A escolha de um método simples, porém mais oneroso computacionalmente, se deve a dificuldade de integrar as equações, pois o sistema é “stiff”. Os métodos clássicos para EDOs stiff, como Euler implícito e a rotina DASSL proposta por PETZOLD et al 1989, não funcionavam e eram muito instáveis. A alternativa foi então usar o clássico Euler com passos da ordem de 10<sup>-6</sup>dias.

A Tabela 1 mostra os símbolos, as descrições e os valores dos parâmetros utilizados para realizar as simulações.

**TABELA 1 - VALORES DOS PARÂMETROS E VALORES INICIAIS DAS UTILIZADOS PARA SIMULAÇÃO DO PROCESSO**

Símbolo	Descrição	Unidade	Valor
t	Tempo	dia	
Q	Fluxo volumétrico gasoso	dia <sup>-1</sup>	1000
V	Volume da fase líquida	L	2000
V <sub>g</sub>	Volume da fase gasosa	L	200
R	Constante universal dos gases	atm.L.mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>	0,082
T	Temperatura do sistema	K	305
G <sub>3</sub>	Pressão parcial de H <sub>2</sub> na fase gasosa	atm	t=0 G <sub>3</sub> =0,2
G <sub>4</sub>	Pressão parcial de CO <sub>2</sub> na fase gasosa	atm	t=0 G <sub>4</sub> =0,6
G <sub>7</sub>	Pressão parcial de metano na fase gasosa	atm	t=0 G <sub>7</sub> =0,2
P <sub>T</sub>	Pressão total da fase gasosa	atm	1
S <sub>0</sub>	Concentração de substrato polimérico	g L <sup>-1</sup>	t=0 S <sub>0</sub> =23
S <sub>1</sub>	Concentração de monômero fermentescível	g L <sup>-1</sup>	t=0 S <sub>1</sub> =30
S <sub>2</sub>	Concentração de ácido propiônico	g L <sup>-1</sup>	t=0 S <sub>2</sub> =0
S <sub>3</sub>	Concentração de H <sub>2</sub> na fase líquida	g L <sup>-1</sup>	t=0 S <sub>3</sub> =0
S <sub>4</sub>	Concentração de CO <sub>2</sub> na fase líquida	g L <sup>-1</sup>	t=0 S <sub>4</sub> =0
S <sub>5</sub>	Concentração de ácido acético	g L <sup>-1</sup>	T=0 S <sub>5</sub> =0
S <sub>6</sub>	Concentração de ácido butírico	G L <sup>-1</sup>	T=0 S <sub>6</sub> =0
S <sub>7</sub>	Concentração de metano fase líquida	g L <sup>-1</sup>	T=0 S <sub>7</sub> =0
S <sub>0ent</sub>	Concentração de entrada de substrato polimérico	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>1ent</sub>	Concentração de entrada de monômero fermentescível	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>2ent</sub>	Concentração de entrada de ácido propiônico	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>3ent</sub>	Concentração de entrada de H <sub>2</sub>	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>4ent</sub>	Concentração de entrada de CO <sub>2</sub>	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>5ent</sub>	Concentração de entrada de ácido acético	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>6ent</sub>	Concentração de entrada de ácido butírico	g L <sup>-1</sup>	0
S <sub>7ent</sub>	Concentração de entrada de metano	g L <sup>-1</sup>	0
K <sub>n</sub>	Constante de hidrólise para hidrólise de primeira ordem	dia <sup>-1</sup>	0,1
μ <sub>max1</sub>	Taxa máxima de crescimento específico de bactérias acidogênicas	dia <sup>-1</sup>	0,2
μ <sub>max2</sub>	Taxa máxima de crescimento específico de bactérias sintróficas do tipo A	dia <sup>-1</sup>	0,00185

**continua**

Símbolo	Descrição	Unidade	Valor
$\mu_{\max 3}$	Taxa máxima de crescimento específico de bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas	$\text{dia}^{-1}$	2,0
$\mu_{\max 4}$	Taxa máxima de crescimento específico de bactérias acetoclásticas-metanogênicas	$\text{dia}^{-1}$	0,0225
$\mu_{\max 5}$	Taxa máxima de crescimento específico de bactérias sintróficas do tipo B	$\text{dia}^{-1}$	0,01
$K_{S1}$	Constante de saturação para bactérias acidogênicas	$\text{g L}^{-1}$	0,67
$K_{S2}$	Constante de saturação para bactérias sintróficas do tipo A	$\text{g L}^{-1}$	0,97
$K_{S3}$	Constante de saturação para bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas com relação a $\text{H}_2$	$\text{g L}^{-1}$	0,00005
$K_{S4}$	Constante de saturação para bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas com relação a $\text{CO}_2$	$\text{g L}^{-1}$	0,0019
$K_{S5}$	Constante de saturação para bactérias acetoclásticas-metanogênicas	$\text{g L}^{-1}$	0,019
$K_{S6}$	Constante de saturação para bactérias sintróficas do tipo B	$\text{g L}^{-1}$	0,59
$Y_{S1/S0}$	Rendimento de $S_1$ por $S_0$	$\text{g g}^{-1}$	1,11
$Y_{S1/S2}$	Rendimento de $S_1$ por $S_2$	$\text{g g}^{-1}$	12,2
$Y_{S1/S3}$	Rendimento de $S_1$ por $S_3$	$\text{g g}^{-1}$	40,0
$Y_{S1/S4}$	Rendimento de $S_1$ por $S_4$	$\text{g g}^{-1}$	2,56
$Y_{S1/S5}$	Rendimento de $S_1$ por $S_5$	$\text{g g}^{-1}$	3,53
$Y_{S1/S6}$	Rendimento de $S_1$ por $S_6$	$\text{g g}^{-1}$	5,45
$Y_{S1/X1}$	Rendimento de $S_1$ por $X_1$	$\text{g g}^{-1}$	10
$Y_{S2/S3}$	Rendimento de $S_2$ por $S_3$	$\text{g g}^{-1}$	12,3
$Y_{S2/S4}$	Rendimento de $S_2$ por $S_4$	$\text{g g}^{-1}$	1,68
$Y_{S2/S5}$	Rendimento de $S_2$ por $S_5$	$\text{g g}^{-1}$	1,23
$Y_{S2/X1}$	Rendimento de $S_2$ por $X_1$	$\text{g g}^{-1}$	0,822
$Y_{S2/X2}$	Rendimento de $S_2$ por $X_2$	$\text{g g}^{-1}$	10
$Y_{S3/S7}$	Rendimento de $S_3$ por $S_7$	$\text{g g}^{-1}$	0,5
$Y_{S3/X1}$	Rendimento de $S_3$ por $X_1$	$\text{g g}^{-1}$	0,25
$Y_{S3/X2}$	Rendimento de $S_3$ por $X_2$	$\text{g g}^{-1}$	0,811
$Y_{S3/X3}$	Rendimento de $S_3$ por $X_3$	$\text{g g}^{-1}$	1,54
$Y_{S3/X5}$	Rendimento de $S_3$ por $X_5$	$\text{g g}^{-1}$	0,455
$Y_{S4/S7}$	Rendimento de $S_4$ por $S_7$	$\text{g g}^{-1}$	2,75
$Y_{S4/X1}$	Rendimento de $S_4$ por $X_1$	$\text{g g}^{-1}$	3,91

**continuação**

Símbolo	Descrição	Unidade	Valor
$Y_{S4/X2}$	Rendimento de $S_4$ por $X_2$	$g\ g^{-1}$	5,95
$Y_{S4/X3}$	Rendimento de $S_4$ por $X_3$	$g\ g^{-1}$	8,46
$Y_{S4/X4}$	Rendimento de $S_4$ por $X_4$	$g\ g^{-1}$	7,33
$Y_{S5/S4}$	Rendimento de $S_5$ por $S_4$	$g\ g^{-1}$	1,36
$Y_{S5/S7}$	Rendimento de $S_5$ por $S_7$	$g\ g^{-1}$	3,75
$Y_{S5/X1}$	Rendimento de $S_5$ por $X_1$	$g\ g^{-1}$	2,83
$Y_{S5/X2}$	Rendimento de $S_5$ por $X_2$	$g\ g^{-1}$	8,11
$Y_{S5/X4}$	Rendimento de $S_5$ por $X_4$	$g\ g^{-1}$	10,
$Y_{S5/X5}$	Rendimento de $S_5$ por $X_5$	$g\ g^{-1}$	13,6
$Y_{S6/S3}$	Rendimento de $S_6$ por $S_3$	$g\ g^{-1}$	22
$Y_{S6/S5}$	Rendimento de $S_6$ por $S_5$	$g\ g^{-1}$	0,733
$Y_{S6/X1}$	Rendimento de $S_6$ por $X_1$	$g\ g^{-1}$	1,83
$Y_{S6/X5}$	Rendimento de $S_6$ por $X_5$	$g\ g^{-1}$	10,
$Y_{S7/X3}$	Rendimento de $S_7$ por $X_3$	$g\ g^{-1}$	3,08
$Y_{S7/X4}$	Rendimento de $S_7$ por $X_4$	$g\ g^{-1}$	2,67
$X_1$	Concentração de bactérias acidogênicas	$g\ L^{-1}$	$t=0\ X_1=0,5$
$X_2$	Concentração de bactérias sintróficas do tipo A	$g\ L^{-1}$	$t=0\ X_2=0,5$
$X_3$	Concentração de bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas	$g\ L^{-1}$	$t=0\ X_3=0,5$
$X_4$	Concentração de bactérias acetoclásticas-metanogênicas	$g\ L^{-1}$	$t=0\ X_4=0,5$
$X_5$	Concentração de bactérias sintróficas do tipo B	$g\ L^{-1}$	$t=0\ X_5=0,5$
$X_{1ent}$	Concentração de entrada de bactérias acidogênicas	$g\ L^{-1}$	0
$X_{2ent}$	Concentração de entrada de bactérias sintróficas do tipo A	$g\ L^{-1}$	0
$X_{3ent}$	Concentração de entrada de bactérias hidrogenotróficas-metanogênicas	$g\ L^{-1}$	0
$X_{4ent}$	Concentração de entrada de bactérias acetoclásticas-metanogênicas	$g\ L^{-1}$	0
$X_{5ent}$	Concentração de entrada de bactérias sintróficas do tipo B	$g\ L^{-1}$	0
$kla_3$	Coeficiente de transferência de massa gás-líquido para $H_2$	$dia^{-1}$	100
$kla_4$	Coeficiente de transferência de massa gás-líquido para $CO_2$	$dia^{-1}$	100
$kla_7$	Coeficiente de transferência de massa gás-líquido para metano	$dia^{-1}$	100
$K_i$	Constante de inibição	$g\ L^{-1}$	0,2

**continuação**



Símbolo	Descrição	Unidade	Valor
$S_3^*$	Concentração de saturação de $H_2$ na fase líquida	$g\ L^{-1}$	Eq. (26)
	Concentração de saturação de $CO_2$ na fase líquida	$g\ L^{-1}$	Eq. (28)
$S_4^*$			
$S_7^*$	Concentração de saturação de metano na fase líquida	$g\ L^{-1}$	Eq. (30)
$H_3$	Constante de Henry para $H_2$	$g\ L^{-1}\ atm^{-1}$	0,00078
$H_4$	Constante de Henry para $CO_2$	$g\ L^{-1}\ atm^{-1}$	0,034
$H_7$	Constante de Henry para metano	$g\ L^{-1}\ atm^{-1}$	0,0014
$M_{H_2}$	Massa molar de $H_2$	$g\ mol^{-1}$	2
$M_{CO_2}$	Massa molar de $CO_2$	$g\ mol^{-1}$	44
$M_{CH_4}$	Massa molar de metano	$g\ mol^{-1}$	16
FONTE: BALMANT (2009)		<b>conclusão</b>	

#### 4.3 RESULTADOS OBTIDOS

As previsões do modelo desenvolvido no presente trabalho foram comparadas com os resultados experimentais apresentados por VAVILIN et al (2000) e também com as previsões do modelo desenvolvido por VAVILIN et al (2000).

Os resultados experimentais obtidos por VAVILIN et al (2000) com relação a  $S_0$  (substrato polimérico) estão mostrados na figura 22. Observa-se uma queda de  $S_0$  até o dia 10 do experimento. Posteriormente, observa-se um pequeno aumento de  $S_0$  até aproximadamente o dia 20, com uma queda no período final. O modelo proposto no presente trabalho não tem a capacidade de descrever esse comportamento. Isso mostra que o pressuposto que hidrólise segue uma simples cinética de primeira ordem não é suficiente para explicar o fenômeno. O modelo proposto por VAVILIN et al (2000) apresenta uma curva mais coerente com relação aos resultados experimentais. No seu modelo, supõe-se que a hidrólise é de primeira ordem, mas possui duas fases, existe um momento onde a hidrólise para, e um momento onde ela volta a acontecer. Como se pode observar, segundo o modelo de VAVILIN et al (2000), a primeira fase de hidrólise dura somente durante os primeiros três dias de fermentação. A segunda fase de hidrólise acontece somente após 20 dias de fermentação. Isso pode estar ocorrendo porque as

enzimas dos microrganismos são inibidas reversivelmente pelo produto da reação que catalisam, ou seja, pelos monômeros. Conforme esses monômeros são consumidos com o tempo pelas bactérias, as enzimas voltam a ter poder catalítico, pois a quantidade dos produtos de inibição diminuem. Isso mostra que as enzimas provavelmente possuem uma velocidade de catalise maior que o consumo dos monômeros pelas bactérias, pois os monômeros se acumulam no sistema. Esse fenômeno é comum de ocorrer com enzimas e apesar dessa inibição ser gradativa, ou seja, não ser do tipo “liga-desliga” como pressupõe o modelo de Vavilin et al 2000, ainda assim esse modelo é capaz de descrever essa complexidade.

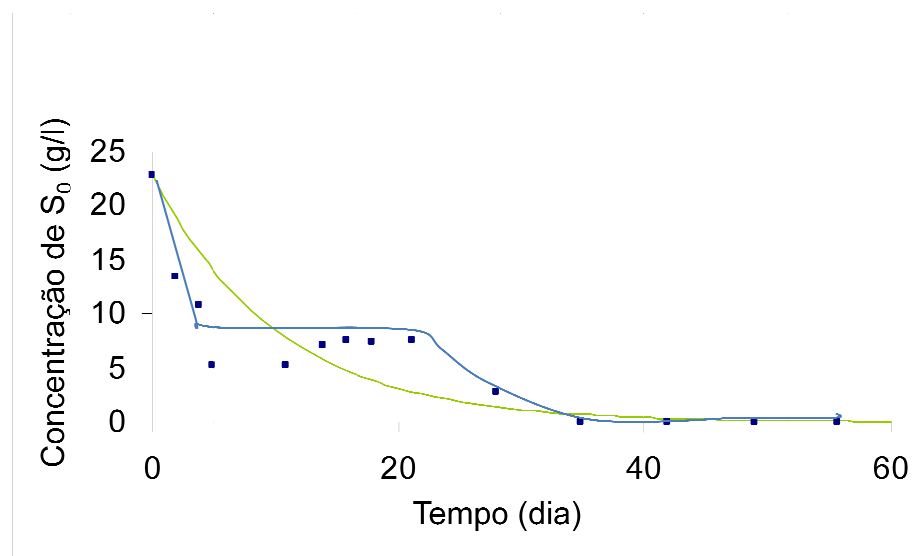


FIGURA 22 - COMPARAÇÃO ENTRE O MODELO E OS RESULTADOS EXPERIMENTAIS (•) PARA A CONCENTRAÇÃO DE  $S_0$

(—) Este Trabalho, (—) VAVILIN et al (2000)

FONTE: BALMANT (2009)

Na figura 23, observa-se o perfil de concentração de ácido propiônico ( $S_2$ ). Observa-se que a concentração  $S_2$  aumenta exponencialmente até aproximadamente o décimo dia de fermentação, a partir do qual a concentração  $S_2$  cresce linearmente até o vigésimo dia de fermentação e cai a zero no quadragésimo dia de fermentação. O modelo do presente trabalho se ajustou bem até o décimo dia e depois não foi mais capaz de descrever o comportamento do sistema. O modelo de VAVILIN et al (2000) também só foi capaz de descrever o comportamento até o décimo dia. Como pode ser observado a partir do décimo dia,  $S_2$  está deixando de ser consumido porque as bactérias responsáveis pelo consumo de  $S_2$  estão sendo

inibidas pelo processo. O modelo do presente trabalho propõe que essa inibição ocorra devido ao hidrogênio presente na fase líquida. O hidrogênio inibe as bactérias sintróficas que consomem ácido propiônico como substrato. A explicação para isso está no fato de que os produtos gerados pelas bactérias que consomem ácido propiônico são gás carbônico, ácido acético e hidrogênio. Essa reação possui um  $\Delta G$  padrão positivo, portanto a reação não é muito favorável. Apesar disso, a concentração de ácido propiônico tende a se acumular no biodigestor e a concentração de hidrogênio é baixa porque o hidrogênio é consumido pelas bactérias metanogênicas hidrogenotróficas. Isso faz com o  $\Delta G$  da reação se torne negativo fazendo com que a reação ocorra no sentido de consumo do ácido propiônico e geração dos produtos subsequentes ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2$  e ácido acético) pelo efeito das concentrações. Quando o sistema falha, ou seja, quando as bactérias metanogênicas morrem por algum motivo (taxa de diluição muito alta, inibição química), a reação de consumo de ácido propiônico tende a parar. Esse efeito é explicado porque a concentração de  $\text{H}_2$  tende a aumentar, pois não existem bactérias metanogênicas hidrogenotróficas que consumam o hidrogênio, fazendo com que o  $\Delta G$  da reação vá para zero. De fato o sistema só funciona quando as reações de consumo de ácido propiônico e hidrogênio ocorrem simultaneamente, como se fosse uma reação acoplada catalisada por dois microrganismos distintos. Sendo assim, usar o hidrogênio como inibidor do consumo de  $\text{S}_2$  faz sentido do ponto de vista químico e fisiológico. O modelo de VAVILIN et al (2000) também incorpora a inibição por hidrogênio, mas o faz de maneira diferente, uma vez que eles consideram que a inibição está diretamente ligada à pressão parcial de hidrogênio da fase gasosa, ao invés de utilizar a concentração de hidrogênio na fase líquida. Além disso, o modelo de VAVILIN et al (2000) considera também a inibição do consumo de  $\text{S}_2$  devido ao pH, já que o modelo é capaz de prever o pH do sistema. Isso explica a diferença entre as curvas previstas pelos modelos do presente trabalho e do VAVILIN et al (2000). Mesmo assim, algum fenômeno não está sendo descrito por ambos os modelos, apesar do modelo de VAVILIN et al (2000) obter um ajuste melhor. Algum efeito inibitório deve estar ocorrendo e os modelos não conseguem descrevê-lo. Um fenômeno possível é que a concentração de ácido acético pode estar inibindo a reação, devido ao  $\Delta G$  padrão da reação ser positivo. Como evidenciado na figura 24, a concentração de ácido acético é bastante

alta até o décimo dia de fermentação. Isso demonstra que ambos os modelos precisam de um ajuste para descrever melhor a concentração de  $S_2$ .

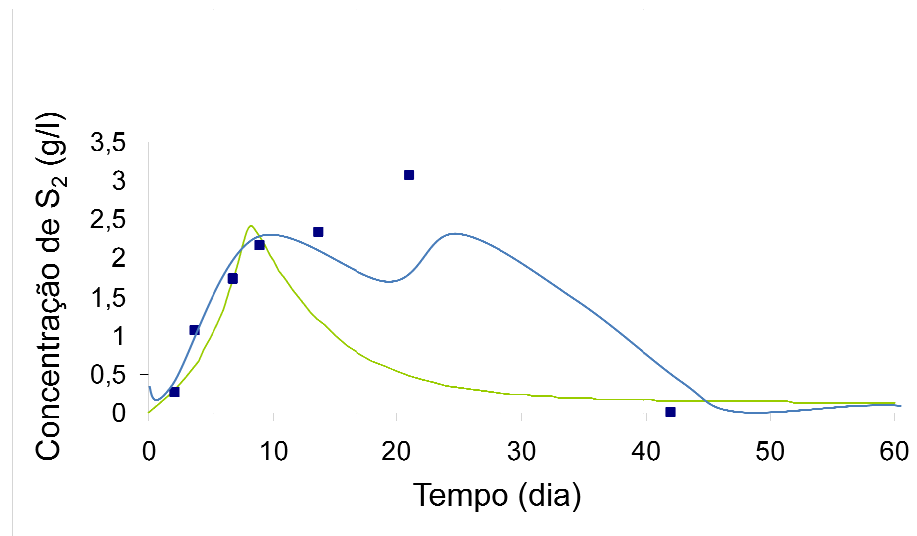


FIGURA 23 - COMPARAÇÃO ENTRE O MODELO E OS RESULTADOS EXPERIMENTAIS (•) PARA A CONCENTRAÇÃO DE  $S_2$

(—) Este Trabalho, (—) VAVILIN et al (2000).

FONTE: BALMANT (2009)

Com relação aos resultados experimentais relativos ao ácido acético e ao ácido butírico,  $S_5$  e  $S_6$  (figuras 24 e 25), o modelo do presente trabalho descreveu bem os resultados experimentais. O mesmo pode se dizer sobre as previsões obtidas pelo modelo VAVILIN et al (2000). O modelo de VAVILIN et al (2000) incorpora a inibição por pH, algo que o modelo do presente trabalho não faz. Esta simplificação no presente trabalho não prejudicou a capacidade do modelo de descrever os resultados para estes dois componentes.

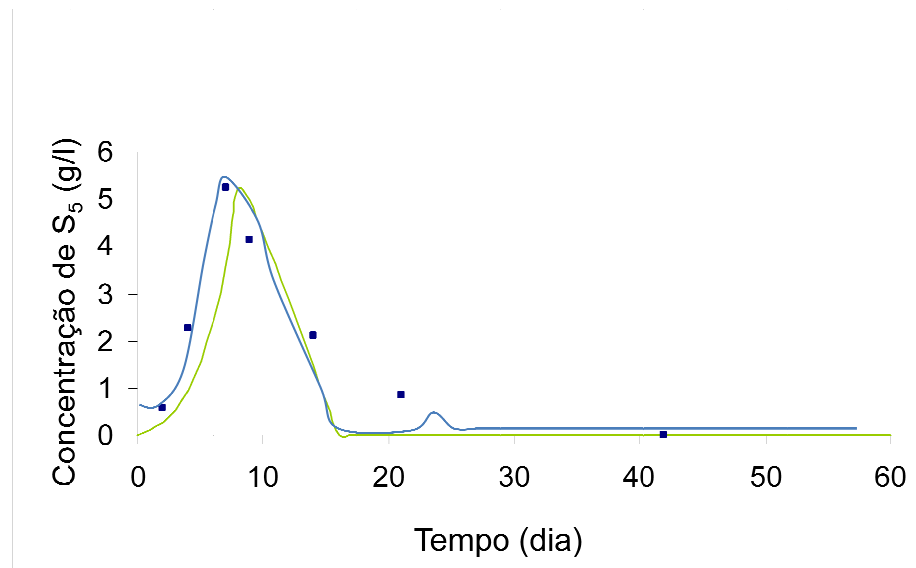


FIGURA 24 - COMPARAÇÃO ENTRE O MODELO E OS RESULTADOS EXPERIMENTAIS (•) PARA A CONCENTRAÇÃO DE S<sub>5</sub>

(—) Este Trabalho, (—) VAVILIN et al (2000).

FONTE: BALMANT (2009)

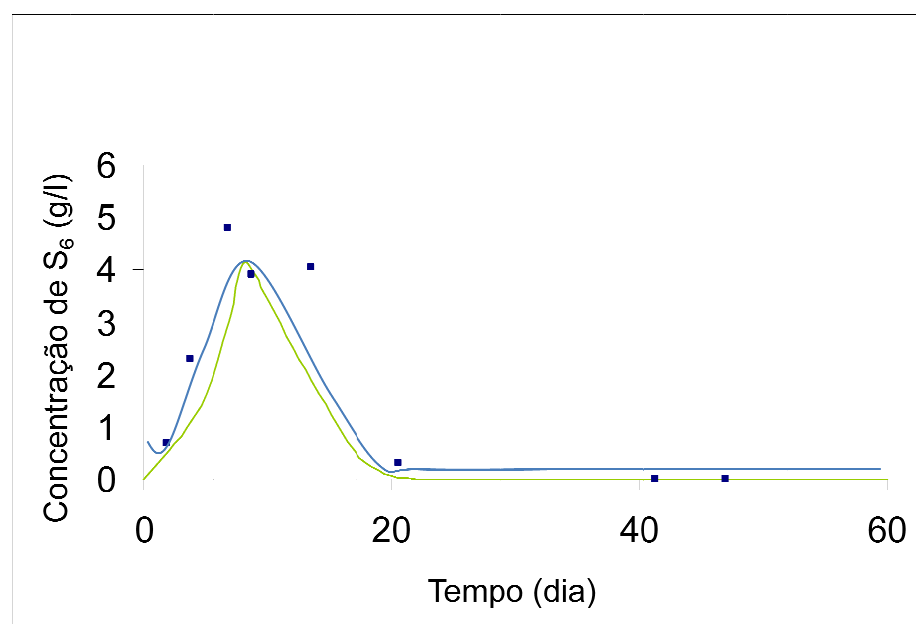


FIGURA 25 - COMPARAÇÃO ENTRE O MODELO E OS RESULTADOS EXPERIMENTAIS (•) PARA A CONCENTRAÇÃO DE S<sub>6</sub>

(—) Este Trabalho, (—) VAVILIN et al (2000).

FONTE: BALMANT (2009)

Já com relação ao perfil da porcentagem de metano (fig. 26), o modelo do presente trabalho teve um desempenho bastante satisfatório, descrevendo uma curva suave que acompanha os dados experimentais, havendo apenas uma discrepância com relação ao pico da porcentagem de metano na fase gasosa. Já o modelo de VAVILIN et al (2000) tem um comportamento bastante caótico, oscilando bastante, algo não observado nos resultados experimentais. É muito provável que esse o modelo não esteja descrevendo o comportamento da fase gasosa de forma correta. O modelo de VAVILIN et al (2000) considera o metano e hidrogênio como insolúveis na fase líquida, ou seja, todo o metano e o hidrogênio produzidos pelas bactérias na fase líquida são instantaneamente despejados na fase gasosa. A princípio, essa parece ser uma simplificação razoável já que as constantes de Henry, tanto para o metano, quanto para o hidrogênio, são muito pequenas, ou seja, esses compostos são praticamente insolúveis na fase líquida. Quando se considera o metano e o hidrogênio como solúveis na fase líquida, como é o caso do modelo proposto no presente trabalho, a transferência do gás produzido deve seguir a lei de Henry e um pouco de gás sempre estará presente na fase líquida, não sendo transferido totalmente. Isso altera a velocidade de transferência de gás para a fase gasosa. Enquanto no modelo de VAVILIN et al (2000) essa transferência é instantânea, no modelo dessa dissertação essa velocidade depende do equilíbrio entre as fases, ou seja, da concentração de gases na fase líquida e do coeficiente de transferência de massa. Essa diferença na velocidade de transferência pode explicar o porquê o modelo do presente trabalho obteve um melhor desempenho. Apesar disso, o modelo do presente trabalho não conseguiu descrever o pico da produção de metano, o que mostra que um ajuste de parâmetros ainda é necessário para descrever melhor os dados experimentais.

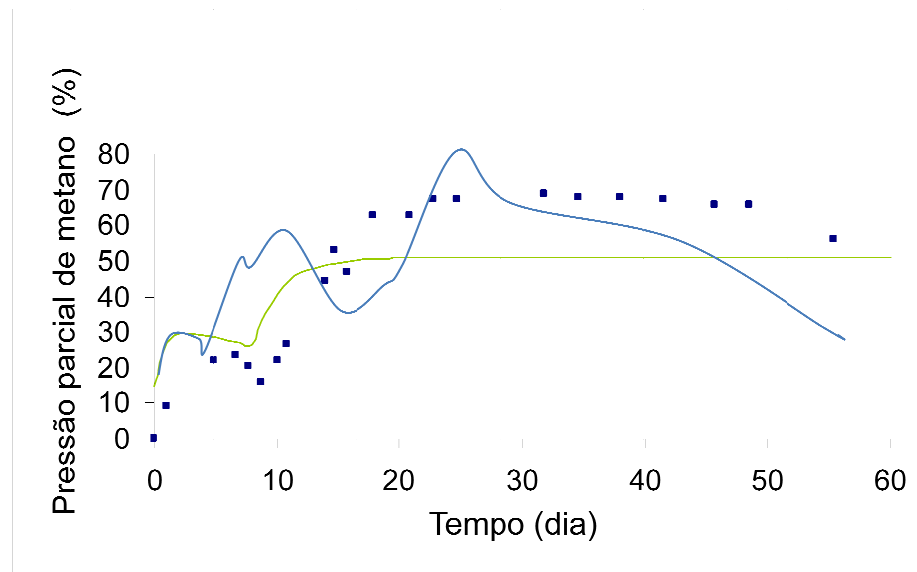


FIGURA 26 - COMPARAÇÃO ENTRE O MODELO E OS RESULTADOS  
EXPERIMENTAIS (•) PARA A PRESSÃO PARCIAL DE METANO  $G_7$

(—) Este Trabalho, (—) Vavilin et al 2000.

FONTE: BALMANT (2009)

## 5 CONCLUSÃO

Com o fim do projeto e os problemas financeiros da fazenda, não foi possível confirmar com mais dados se o biodigestor de Mandirituba está operando de maneira eficiente, produzindo biogás na quantidade estipulada no projeto. No entanto, os problemas encontrados foram solucionados, e o biodigestor deve estar em condição de operar normalmente. Estudos futuros poderiam otimizar a vazão de entrada, para maximizar a produção de metano

Com relação à modelagem matemática, o modelo proposto para reatores CSTR foi capaz para descrever grande parte dos fenômenos que fazem parte do sistema. Entretanto, algumas mudanças são necessárias para que o modelo possa funcionar melhor e ser realmente validado. É preciso incorporar na hidrólise uma cinética de duas fases e tentar encontrar qual o fenômeno responsável pela inibição do consumo de ácido propiônico. Além disso, pode ser feito uma análise paramétrica para tentar encontrar parâmetros que descreva melhor o sistema, já que número de parâmetros é muito grande e existe uma dificuldade muito grande de determiná-los por tentativa e erro. Outro aspecto importante é a validação do modelo. A validação não pode estar restrita somente a um dado experimental, mas o modelo deve ser aplicado a uma gama maior de resultados experimentais para confirmar sua eficiência.



## REFERÊNCIAS

BATSTONE, D.J.; KELLER, J; ANGELIDAKI, I. KALYUZHNYI, S.V.; PAVLOSTATHIS, S.G. ; ROZZI, A.; SANDERS, W.T.M. ; SIEGRIST AND, H.; VAVILIN, V.A. The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). **Wat. Sci. Technol.**, v. 45, p. 65-73, 2002.

BIODIGESTOR CHINÊS. Disponível em <[http://www.neppa.uneb.br/textos/publicacoes/manuais/manual\\_biodigestor\\_winrock.pdf](http://www.neppa.uneb.br/textos/publicacoes/manuais/manual_biodigestor_winrock.pdf)>. Acesso em. 21/05/2009

BIODIGESTOR DE LONA. Disponível em <[http://www.iengep.com.br/images/dejetos\\_biodigestor.gif](http://www.iengep.com.br/images/dejetos_biodigestor.gif)>. Acesso em. 21/05/2009

BOOPATHY, R. Biological treatment of swine waste using anaerobic baffled reactors. **Bioresource Technology**, v.96, p. 1-6, 1998.

DAGA, J.; CAMPOS, A.T.; FEIDEN, A.; KLOSOWSKI, E.S.; CÂMARA, R.J.; Análise da adequação ambiental e manejo dos dejetos de instalações para suinocultura em propriedades na região oeste do Paraná. **Engenharia. Agrícola**, v. 27, no. 3 , p. 587-595, 2007.

ESPERANCINI, Maura S. T. et al . Viabilidade técnica e econômica da substituição de fontes convencionais de energia por biogás em assentamento rural do Estado de São Paulo. **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v. 27, n. 1, Apr. 2007 . Available from <[http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0100-69162007000100004&lng=en&nrm=iso](http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-69162007000100004&lng=en&nrm=iso)>. access on 02 Nov. 2009. doi: 10.1590/S0100-69162007000100004.

FAISAL, M.; UNNO, H. Kinetic analysis of palm oil Mill waste water treatment by a modified anaerobic baffed reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 9, p 25-31, 2001.

GASPAR, R. M. A. B. L. Utilização de biodigestores em pequenas e médias propriedades rurais com ênfase na agregação de valor: um estudo de caso na região de Toledo-PR. 2003. 119p. Dissertação (Engenharia de Produção) - UFSC.

HILL, D.T.; BARTH, C.L. A dynamic model for simulation of animal waste digestion. **Journal WPCF**, v. 10, p.2129-2143, 1977.

HUSAIN, A. Mathematical models of kinetics of anaerobic digestion-a selected review. **Biomass and Bioenergy**, v. 14, p 561-571, 1997.

KALYUZHNYI, S.V.; FEDOROVICH, V.V.; LENS, P. Dispersed plug flow model for upflow anaerobic sludge bed reactors with focus on granular sludge dynamics. **J. Ind. Microbiol. Biotechnol.**, v. 33, p. 221-237, 2006.

LEITO HÍBRIDO. Disponível em  
<[http://www.campus.skelleftea.se/biomine/srb/index\\_11.htm](http://www.campus.skelleftea.se/biomine/srb/index_11.htm)>. Acesso em.  
21/05/2009

LETTINGA, G., VANVELSEN, A.F.M., HOMBA, S.W.; DEZEEUW, W., KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket reactor concept for biological waste water treatment especially for anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 22, p. 699-734, 1980.

LOMAS, J. M., C. URBANO, AND L. M. CAMARERO. . Evaluation of a pilot scale downflow stationary fixed film anaerobic reactor treating piggery slurry in the mesophilic range. **Biomass & Bioenergy**, v. 17, p. 49-58, 1999.

LYBERATOS, G.; SKIADAS, I.V. Modelling of anaerobic digestion - a review. **The International Journal of Global Nest**, v. 1, p. 63-76, 1999.

MOLETTA, R., VERRIER, D. AND ALBAGNAC, G. Dynamic modelling of anaerobic digestion. **Wat. Res.**, v. 20, p.427-434, 1986.

NOGUEIRA, L. A. H.. **Biodigestão: a alternativa energética**. São Paulo: Nobel, 1986.

OLESZKIEWICZ, J.A.; KOZIARSKI, S. Anerobic Treatment in Novel Contact Digester. **Journal of the Environmental Engineering Division**, v. 108, p. 367-378, 1982.

OPEN REFLUX METHOD, In: STANDARD methods for examination of water and wastewater. p. 5:15-16, 2005.

PALHARES, J.C.P. Biodigestão anaeróbia de dejetos de suínos: aprendendo com o passado para entender o presente e garantir o futuro. 2008. Artigo em Hypertexto. Disponível em: <[http://www.infobibos.com/Artigos/2008\\_1/Biodigestao/index.htm](http://www.infobibos.com/Artigos/2008_1/Biodigestao/index.htm)>. Acesso em: 21/8/2008

PETZOLD, L. R., K. E. BRENAN, S. L. CAMPBELL. **Numerical Solution of Initial-Value Problems in Differential-Algebraic Equations**. New York: Elsevier, 1989

REN, TT; MU Y.; NI BJ.; YU H.Q. Hydrodynamics of Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors. **Journal of Environmental and Energy Engineering**, v. 55, p. 216-521, 2009.

SARAIVA, J.D.L. **Construção e operação de biodigestores**. Jaboticabal. CPT, 2005.

SARAVANAN, V.; SREEKRISHNAN, T.R. Modelling anaerobic biofilm reactors-A review. **Journal of Environmental Management**, v. 81, p-1-18, 2006.

SIEGRIST, H., RENGGLI, D. AND GUJER, W. Mathematical modelling of anaerobic mesophilic sewage sludge treatment. **Wat. Sci. Technol.**, v. 27, p. 25-36, 1993.

TOTAL SOLIDS DRIED AT 103-105°C, In: STANDARD methods for examination of water and wastewater. p. 5:15-16, 2005.

UASB. Disponível em <<http://www.o2engenharia.com.br/esgoto5.html>>. Acesso em. 21/05/2009

VAVILIN, V.A; RYTOW, S.V; YA. LOKSHINA, L. Modelling hydrogen partial pressure change as a result of competition between the butyric and Propionic groups of acidogenic bacteria. **Bioresource Technology**, v. 54, p. 171-177, 1995.

VAVILIN, V.A ; LOKSHINA, L.YA.; RYTOV, S.V. The <methane> simulation model as the first generic user-friendly model of anaerobic digestion, **Moscow university chemistry bulletin**, v. 41, p. 22-27, 2000.

WAYNE, J. P.. Application of the adm1 model to advanced anaerobic digestion. **Bioresource Technology**, v.96, p.1832-1842, 2005.

YOUNG, J.C., MCCARTY, P.L. The anaerobic filter for waste water treatment. **J.WPCF**, v. 4, p. 160-173. 1969.

ZENG, Y.; MU, S.J.; LOU, S.J.; TARTAKOVSKY, B.; GUIOT S.R.; WU, P. Hydraulic modeling and axial dispersion analysis of UASB reactor. **Biochemical Engineering Journal**, v. 25, p. 113-123, 2005.